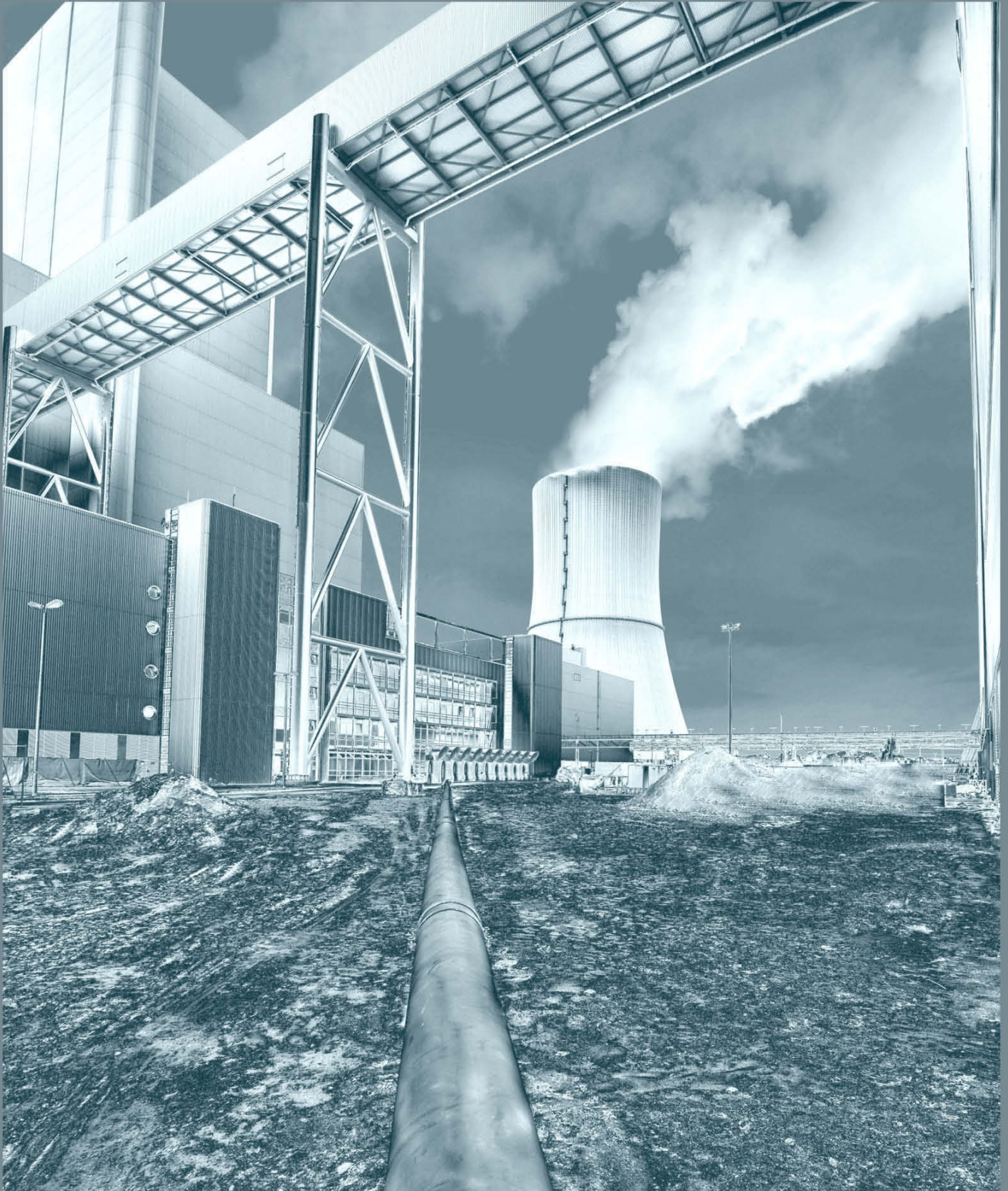


Michael Nimtz

Modellierung des Pipelinetransportes von CO₂-reichen Fluiden



Dissertation

Modellierung des Pipelinetransportes von CO₂-reichen Fluiden

Von der Fakultät für Maschinenbau, Elektro- und Energiesysteme
der Brandenburgischen Technischen Universität Cottbus–Senftenberg
zur Erlangung des akademischen Grades eines
Doktors der Ingenieurwissenschaften

genehmigte Dissertation

vorgelegt von

Diplom-Ingenieur (FH)

Michael Nimtz

geboren am 02.07.1984 in Bautzen

Vorsitzender: Professor Dr. rer. pol. F. Müsgens
Gutachter: Professor Dr.-Ing. H. J. Krautz
Gutachter: Professor Dr.-Ing. G. Lappus

Tag der mündlichen Prüfung: 16.06.2016

Vorwort

Die vorliegende Dissertation entstand im Rahmen meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl Kraftwerkstechnik der BTU Cottbus-Senftenberg.

Mein besonderer Dank gilt dem Lehrstuhlinhaber Prof. Dr.-Ing. H. J. Krautz für die wissenschaftliche Betreuung dieser Arbeit und für die Schaffung der guten Arbeitsbedingungen, welche mir die Anfertigung dieser Arbeit erst ermöglicht haben. Hr. Dr.-Ing. M. Klatt danke ich für die fachliche Diskussion zu den Modellierungsansätzen und die hilfreichen Hinweise zur finalen Ausgestaltung der Arbeit. Weiterhin danke ich Herrn Professor Dr.-Ing. G. Lappus für die Anfertigung des Zweitgutachtens für diese Dissertationsschrift, und Herrn Professor Dr. rer. pol. F. Müsgens für die Übernahme des Vorsitzes des Promotionsausschusses.

Allen Kollegen danke ich für die gemeinsame Zeit, an die ich mich gern zurückerinnern werde. Mein Dank gilt insbesondere meinem langjährigen Freund und Bürokollegen Sebastian Mieck, der stets für kompetente Diskussionen rund um Energie und Computertechnik bereit war und der, wie auch viele ehemalige Kollegen und jetzige Freunde, die notwendigen Denkpausen nach Feierabend zu füllen wusste.

Hr. Dr. Bernd Wiese vom GeoForschungsZentrum Potsdam danke ich für die Simulation des Reservoirmodells und für die langjährige Zusammenarbeit. Dem norwegischen Unternehmen PVT Group und dem Unternehmen Schlumberger möchte ich für die kostenfreie Bereitstellung der Lizenzen für die Software OLGA zur Nutzung in meiner Forschungsarbeit danken. Dem Unternehmen Vattenfall danke ich für die Bereitstellung von Kraftwerksdaten zur Berechnung der Lastgänge. Ebenso danke ich dem Bundesministerium für Wissenschaft und Forschung für die Förderung der Forschungsprojekte, die einen Teil der hier vorgestellten Arbeiten ermöglichten.

Mein größter Dank gilt meiner Frau und meiner Familie, welche mich immer bestmöglich unterstützt und motiviert haben. Ohne den steten Zuspruch und das Verständnis für die vielen in die Forschung investierten Stunden wäre diese Arbeit in dieser Form nicht entstanden.

Dresden, Juni 2016

Michael Nimtz

Kurzfassung

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wird der Transport von CO₂ aus energietechnischen Anlagen untersucht. Zunächst werden die physikalischen und technischen Randbedingungen erläutert, welche ein Transportsystem beeinflussen und beschränken, insbesondere werden die Einflüsse der thermodynamischen Fluideigenschaften von CO₂ und CO₂-Gemischen auf die Transportprozesse analysiert. Des Weiteren erörtert die Arbeit die Besonderheiten, die bei der Auslegung und dem Betrieb von CO₂-Pipelines (im Gegensatz beispielsweise zu Erdgaspipelines) auftreten.

Der Hauptteil der Arbeit befasst sich mit der Modellierung und Simulation zweier potentieller Pipelinetransportsysteme, welche CO₂ vom Kraftwerksstandort Jänschwalde in der Lausitz a) zu einem CO₂-Hub im Hafen von Rotterdam und b) zu einem Offshore-Aquifer unter der Nordsee transportieren. Anhand dieser konkreten Fallbeispiele werden die Auslegung des Transportsystems dargestellt und die statischen und die dynamischen Betriebskennlinien der Pipelines und des Injektionsbrunnens aufgenommen und hinsichtlich der Auswirkungen auf den Betrieb unter flexiblen Lastbedingungen untersucht.

Die Modellierung der Pipelines wird mithilfe der Modellierungs- und Simulationssoftware OLGA Dynamic Multiphase Flow Simulator von Schlumberger umgesetzt. Die Validierung der genutzten Submodelle der Software erfolgt über die Simulation historischer Lastfälle der Canyon-Reef-Carrier-Pipeline in Texas und der CO₂-Injektionspilotanlage Ketzin westlich von Potsdam.

Die Hauptmodelle umfassen a) die Pipeline vom Kraftwerkszaun bis zum Übergabepunkt am CO₂-Hub in Rotterdam bzw. b) die Pipeline vom Kraftwerkszaun bis zum Meeresgrund sowie den Injektionsbrunnen und ein Modell des Aquiferspeichers. Es ist mit den Modellen möglich, die thermofluidynamischen Prozesse des CO₂ in der Rohrleitung sowie im Injektionsbrunnen bis zum Speicher nachzubilden. Es wurden insgesamt 66 Szenarien simuliert und ausgewertet.

Die simulierten Szenarien umfassen statische Kennlinien bei konstanter Last, definierte Lastzyklen mit Sprüngen konstanter Höhe, reale Lastgänge auf Basis historischer Kraftwerksmessdaten sowie typische Betriebsabläufe wie An- und Abfahren der Pipeline, Absperrung einzelner Abschnitte der Pipeline bis hin zu den Auswirkungen eines Risses in der Pipelinewand.

Zu den wesentlichen Ergebnissen der Simulationen zählen die auftretenden Druckverläufe, Wärmeübergangs- und Wärmespeichervorgänge sowie das dynamische Verhalten bei wechselnden Lastbedingungen.

Ausgehend von den Simulationsergebnissen werden die Pipelinesysteme charakterisiert und die dynamischen Prozesse hinsichtlich ihrer Auswirkungen auf Betriebsabläufe und Auslegungskriterien untersucht.

Es kann gezeigt werden, dass Pipelines für die gestellte Transportaufgabe geeignet sind und mit einem gewissen Maß an Prozessüberwachung und -regelung auch dauerhaft sicher betrieben werden können. Problematische Prozessverläufe werden eingehend diskutiert und Regelstrategien aufgezeigt, welche einen Betrieb der Pipelines sicherstellen können.

Abstract

In this thesis the transport of CO₂ from systems for energy generation is examined. First, the technical and physical boundary conditions which influence a transport system are discussed. Special attention is given on the influence of thermodynamic fluid properties of CO₂ and CO₂ mixtures on the transport processes. Furthermore, the differences in design and operation of CO₂ pipelines (in comparison with e.g. natural gas pipelines) are discussed.

The main section of the thesis is about the modeling and simulation of two potential pipeline transport systems transporting CO₂ from Jänschwalde (Lusatia, in the east of Germany) a) to a CO₂ hub at the port of Rotterdam and b) to a saline aquifer storage site under the North Sea. Using these case studies, the design of the transport system is presented, the static and dynamic operation characteristics of the pipelines and of the injection well are generated and evaluated in terms of effects of dynamic load conditions on the operation procedures.

Modeling was done using the OLGA Dynamic Multiphase Flow Simulator of Schlumberger. Validation of the used submodels was carried out by simulation of historic load conditions using measurement data of the Canyon Reef Carrier Pipeline in Texas and the CO₂ storage pilot plant in Ketzin, west of Potsdam.

The main models comprise a) a pipeline from the power plant site to the loading station at the port of Rotterdam and b) a pipeline from the power plant site to the sea ground, the injection well and the aquifer storage. The models allow simulating the thermohydraulic processes in the pipelines and in the injection well up to the boundary to the storage site.

The case studies comprise static load characteristics, defined load cycles and discrete load steps, load curves based on historical measurement data of power plants as well as typical operation like start up and shut down, blow out and the effects of a pipe wall rupture.

Overall, 66 cases are simulated and evaluated. The major results are pressure curves, heat transfer and heat storage processes and the dynamic system behavior under flexible load conditions.

Based on the simulation results, the pipeline systems are characterized and the dynamic processes are evaluated in terms of effects on operation and design criteria.

It is shown that pipelines are able to fulfill the transport task and that they can be operated permanently and safely using basic process monitoring and process control measures. Problematic processes are discussed in detail and control strategies to guarantee a safe operation are shown.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung und Zielsetzung	1
1.1	Klimawandel und Treibhausgase	1
1.2	Maßnahmen zur Reduktion von Treibhausgasen.....	3
1.3	Randbedingungen beim Transport von CO ₂ aus dem Energiesektor ...	3
1.4	Zielsetzung	5
2	Stand der Technik und Wissenschaft	7
2.1	CO ₂ und CO ₂ -reiche Gemische.....	7
2.1.1	CO ₂ -Eigenschaften	7
2.1.2	Eigenschaften von CO ₂ -Gemischen	14
2.1.3	Numerische Berechnung der Eigenschaften von CO ₂ und CO ₂ -Gemischen.....	21
2.1.4	CO ₂ -Quellen und Verwendung	29
2.2	Grundlagen CCS-Technik.....	32
2.2.1	CCS-Kraftwerke	32
2.2.2	CO ₂ -Reinigungstechnologien.....	36
2.2.3	CO ₂ -Verdichtung	39
2.2.4	CO ₂ -Transport.....	43
2.2.5	CO ₂ -Pipelines.....	47
2.2.6	CO ₂ -Speicherung.....	65
2.2.7	CCS-Projekte.....	74
2.3	Grundlagen Modellierung CO ₂ -Transport	78
2.3.1	Unterteilung des CCS-Systems zur numerischen Berechnung.....	79
2.3.2	Grundlagen der dynamischen Modellierung von Mehrkomponenten- Mehrphasenströmungen.....	79
2.3.3	Software zur Simulation des Pipelinetransportes	86
3	Modellierung des CO₂-Pipelinetransportes.....	93
3.1	Submodelle und Parameter der CCS-Systeme	93
3.1.1	Kraftwerksprozess/CO ₂ -Quelle	93
3.1.2	Pipelineroute und -auslegung	104
3.1.3	Daten Untergrundspeicher.....	114
3.1.4	Modelle in OLGA	121
3.1.5	Randbedingungen OLGA	128
3.2	Beschreibung der Szenarien.....	130
3.2.1	Szenarien zur Validierung	130
3.2.2	Statische Randbedingungen	135
3.2.3	Lastsprünge	137
3.2.4	Shut-down-/Linepack-Tests	138
3.2.5	Betrieb unter konventionellen und flexiblen Lastbedingungen	140

3.2.6	Erstbefüllung Pipeline	141
3.2.7	Entleerung und Wiederbefüllung eines Abschnitts der Pipeline	142
3.2.8	Leck-/Riss in einem Abschnitt der Pipeline.....	144
4	Ergebnisse und Auswertung der Simulationen.....	145
4.1	Validierung und Plausibilitätsprüfung.....	145
4.1.1	Ergebnisse Pilotanlage Ketzin.....	145
4.1.2	Ergebnisse Canyon-Reef-Carrier-Pipeline.....	159
4.1.3	Zusammenfassung Validierung	162
4.2	Geschwindigkeit, Stabilität und Genauigkeit	164
4.3	Ergebnisse der statischen Randbedingungen.....	165
4.3.1	Ergebnisse statische Lastgänge.....	165
4.3.2	Ergebnisse Temperaturprofile.....	169
4.3.3	Zusammenfassung statische Lastgänge.....	172
4.4	Ergebnisse Lastsprünge.....	173
4.4.1	Zusammenfassung Lastsprünge	176
4.5	Ergebnisse Shut-Down-/Linepack-Tests	176
4.5.1	Shut-Down-Test	177
4.5.2	Linepack-Test	184
4.6	Ergebnisse konventionelle und flexible Lastbedingungen	187
4.6.1	Sz_3_12_11 und Sz_3_12_11_V.....	187
4.6.2	Sz_3_01_12_V	193
4.6.3	Sz_3_07_12_V	195
4.6.4	Sz_3_01_13_V	196
4.6.5	Sz_3_02_13_V	198
4.6.6	Zusammenfassung.....	200
4.7	Ergebnisse Erstbefüllung Pipeline	200
4.7.1	Pipeline Jänschwalde-Sleipner.....	201
4.7.2	CRC-Pipeline.....	205
4.8	Ergebnisse Entleerung Pipelineabschnitt.....	206
4.9	Ergebnisse Riss/Leck	212
5	Übertragung der Ergebnisse auf CO₂-Gemische.....	219
5.1	Modell und Szenarien	219
5.2	Ergebnisse	222
5.3	Zusammenfassung	228
6	Schlussfolgerungen.....	229
6.1	Auslegung und Routenführung.....	229
6.2	Normalbetrieb und Regelung.....	230

6.3	Besonderheiten in der Betriebsführung	231
6.4	Injektionsbrunnen und Speicher	233
6.5	Übertragbarkeit auf andere CO ₂ -Quellen und Standorte	234
7	Zusammenfassung und Ausblick.....	235
7.1	Zusammenfassung	235
7.2	Ausblick	238
	Literaturverzeichnis.....	241
	Anhang	260
I.	Zustandsdiagramme für CO ₂	261
II.	Oxyfuel- und Pre-Combustion-Technologien	264
III.	Details Kohlendioxid-Verdichter.....	268
IV.	CO ₂ -Speicheraquifere.....	276
V.	CO ₂ -Pipelines	278
VI.	Umrechnung Massen-/Volumenströme CO ₂	281
VII.	Messdaten Großkraftwerk.....	282
VIII.	Routenverlauf Pipelines	285
IX.	Bodentypen und -eigenschaften	293
X.	Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline	295
XI.	Ergebnisse Szenario 0.....	305
XII.	Ergebnisse Szenario 1.....	315
XIII.	Ergebnisse Szenario 2.....	318
XIV.	Ergebnisse Szenario 3.....	325
XV.	Ergebnisse Szenario 4.....	344
XVI.	Ergebnisse Szenario 5.....	348
XVII.	Ergebnisse Szenario 6.....	354

Abbildungsverzeichnis

Abb. 1.1 Gemessene Strahlungsbilanz der Erdatmosphäre, bezogen auf die gesamte Erdoberfläche inkl. Nachtseite, übernommen von [3]	1
Abb. 1.2 Weltweite Treibhausgasemissionen (2004) der verschiedenen Sektoren [6]	2
Abb. 1.3 Treibhausgasemissionen Deutschland 2011 [9]	2
Abb. 1.4 Treibhausgasemissionen Energiesektor Deutschland 2011 [9], [10]	3
Abb. 1.5 Quellen (rot) und Speichermöglichkeiten für CO ₂ (blau) auf dem deutschen Festland, überarbeitet nach [11], [12] (abgewandelt nach [13])	4
Abb. 2.1 p,v,T-Phasendiagramm für CO ₂	8
Abb. 2.2 Dichte von reinem CO ₂ (tc= kritische Temperatur; 30,978 C)	9
Abb. 2.3 Viskosität und Wärmeleitfähigkeit von reinem CO ₂ (tc= kritische Temperatur)	10
Abb. 2.4 Vergleich Dichte von CO ₂ und anderen Transportmedien	11
Abb. 2.5 Vergleich Wärmeleitfähigkeit von CO ₂ und anderen Transportmedien	11
Abb. 2.6 Vergleich Viskosität von CO ₂ und anderen Transportmedien	12
Abb. 2.7 Isobare Wärmekapazität und Wärmeleitfähigkeit von CO ₂ am kritischen Punkt (tc= kritische Temperatur; 30,978 C)	13
Abb. 2.8 Gebräuchliche Bezeichnungen CO ₂ im p,T-Diagramm	13
Abb. 2.9 Druck-Temperatur-Diagramm für verschiedene Reinstoffe, Erdgas und CO ₂ -Gemische (jeweils 95 m.-% CO ₂ +5 m.-% Beimengung)	17
Abb. 2.10 Löslichkeitsgrenzen von Wasser in reinem CO ₂ (abgewandelt nach deVisser [35])	19
Abb. 2.11 Hydratbildung zwischen Wasser und reinem CO ₂ (Abgewandelt nach: [38])	20
Abb. 2.12 Optionen zur Nutzung der GERG2008 bei der Prozessberechnung	26
Abb. 2.13 Relative Abweichung der Ergebnisse der GERG2008-Gleichung im Vergleich zur Gleichung von Span und Wagner für Drücke zwischen 1 und 300 bar	27
Abb. 2.14 Relative Abweichung der Ergebnisse der GERG-Gleichung im Vergleich zur Gleichung von Span und Wagner für die Siede- und die Taulinie	27
Abb. 2.15 Relative Abweichung der Ergebnisse der GERG-Gleichung im Vergleich zu experimentellen Daten von [53], [54]	28
Abb. 2.16 Post-Combustion-Capture mit MEA-Anlage (abgewandelt nach [13])	34
Abb. 2.17 Rektifikationskolonne zur Abtrennung von CO ₂ (abgewandelt nach [13])	38
Abb. 2.18 5-stufige Verdichtung von CO ₂	40
Abb. 2.19 Erdgaspipelines in Deutschland (abgewandelt nach [13], basierend auf [116])	45
Abb. 2.20 Schematische Darstellung CO ₂ -Pipeline (abgewandelt nach [13])	46
Abb. 2.21 Querschnitt einer Rohrleitung	46
Abb. 2.22 Rissausbreitung und Druckausbreitung für CO ₂ und Erdgas (nach [122])	51

Abb. 2.23 Rissausbreitung und Geschwindigkeiten	52
Abb. 2.24 Druckausbreitungsgeschwindigkeit CO ₂ für verschiedene Ausgangsbedingungen.....	53
Abb. 2.25 Druckausbreitungsgeschwindigkeit für reines CO ₂ und CO ₂ -Gemische	54
Abb. 2.26 Verschiebung der Phasengrenzen bei Zumischung von Stickstoff.....	56
Abb. 2.27 Maximalwerte von Druck und Temperatur im Zweiphasengebiet für reines CO ₂ und CO ₂ -Gemische	57
Abb. 2.28 Verschiebung der Phasengrenzen bei Zumischung von Wasserstoff.....	57
Abb. 2.29 Beispiel Schieberstation.....	61
Abb. 2.30 Unterirdische CO ₂ -Speicheroptionen (abgewandelt nach [13], [8], [141]).....	66
Abb. 2.31 Schema CO ₂ -Injektionsbrunnen (Verrohrung).....	69
Abb. 2.32 Schema CO ₂ -Injektion Sleipner (abgewandelt nach: [146]).....	69
Abb. 2.33 Modell 2-D-Reservoir	71
Abb. 2.34 Einfluss von Druck- und Temperaturgradienten auf die Dichte.....	74
Abb. 2.35 Kenngrößen verschiedener CO ₂ -Pipelines	76
Abb. 2.36 CRC-Pipeline (Daten von einem Drucktest 2003, [178])	77
Abb. 2.37 Schema Zeitdiskretisierung.....	83
Abb. 2.38 Schema Zeit- und Raumdiskretisierung.....	85
Abb. 2.39 Schema räumliche und zeitliche Diskretisierung und Berechnung des nächsten Zeitschrittes (nach [186], Abb. 3.22)	86
Abb. 3.1 Schema möglicher Transportoptionen	93
Abb. 3.2 Wirkungsgradverläufe Referenzkraftwerk.....	95
Abb. 3.3 Wirkungsgradverläufe verschiedener Kraftwerke unter Teillast (Daten von: V.d.Bergh [196], Chalmers [197], Chalmers 2 [198], Roeder [199])	95
Abb. 3.4 Verläufe von Nettowirkungsgrad η_{Netto} , $N \cdot \eta_{\text{LFPG}}$ und Abscheidegrad η_{AbfPG} unter Teillast	96
Abb. 3.5 Überblick Lastbereich CCS-Kraftwerk	97
Abb. 3.6 Übersicht Messdaten Lastgänge (Generatorleistung)	98
Abb. 3.7 Verlauf Kraftwerksleistung unter dem Einfluss der Windenergieeinspeisung (Windkraft und EEG-Daten von: [201] und [202]).....	100
Abb. 3.8 Nettoleistung und CO ₂ -Massenstrom des CCS-Kraftwerks 12/2011.....	101
Abb. 3.9 Nettowirkungsgrad und CO ₂ -Massenstromgradient des CCS-Kraftwerks 12/2011.....	101
Abb. 3.10 Nettoleistung und CO ₂ -Massenstrom des CCS-Kraftwerks 01/2012	101
Abb. 3.11 Nettowirkungsgrad und CO ₂ -Massenstromgradient des CCS-Kraftwerks 01/2012.....	102
Abb. 3.12 Nettoleistung und CO ₂ -Massenstrom des CCS-Kraftwerks 07/2012	102
Abb. 3.13 Nettowirkungsgrad und CO ₂ -Massenstromgradient des CCS-Kraftwerks 07/2012.....	102

Abb. 3.14 Nettoleistung und CO ₂ -Massenstrom des CCS-Kraftwerks 01/2013	103
Abb. 3.15 Nettowirkungsgrad und CO ₂ -Massenstrogradient des CCS-Kraftwerks 01/2013	103
Abb. 3.16 Nettoleistung und CO ₂ -Massenstrom des CCS-Kraftwerks 02/2013	103
Abb. 3.17 Nettowirkungsgrad und CO ₂ -Massenstrogradient des CCS-Kraftwerks 02/2013.....	104
Abb. 3.18 Routen der modellierten Pipelines (erstellt unter Nutzung von [203]).....	105
Abb. 3.19 Route Jänschwalde-Rotterdam	106
Abb. 3.20 Route Jänschwalde-Sleipner.....	106
Abb. 3.21 Bodenparameter Jänschwalde-Rotterdam.....	107
Abb. 3.22 Bodenparameter Jänschwalde-Sleipner	107
Abb. 3.23 Radialer Aufbau Modell Pipeline (schematisch)	113
Abb. 3.24 Übersicht Injektionsbrunnen (Werte für Druck und Temperatur stellen die ungestörte Formation dar)	115
Abb. 3.25 Axialer Aufbau Injektionsbrunnen (gestreckt dargestellt)	116
Abb. 3.26 Profil der Sedimentschichten entlang des Injektionsbrunnens	118
Abb. 3.27 Profil der Sedimentschichten in OLGA	119
Abb. 3.28 Injektionsparameter Aquifer	120
Abb. 3.29 Druckverlauf Aquifer (die Einbrüche beim Bottomholedruck entstehen durch Injektionsstopps).....	120
Abb. 3.30 Modell Jänschwalde-Rotterdam in OLGA (Screenshot von [51])	122
Abb. 3.31 Eingabe der Zeitreihen in OLGA (Screenshot von [51])	122
Abb. 3.32 Eingabe der Route in OLGA (Screenshot von [51]).....	123
Abb. 3.33 Eingabemasken von MATERIAL und WALL in OLGA (Screenshot von [51]).....	124
Abb. 3.34 Randbedingungen Fluid CO ₂ (Screenshot von [51]).....	125
Abb. 3.35 Modell Jänschwalde-Sleipner in OLGA (Screenshot von [51]).....	126
Abb. 3.36 Modell Injektionsbrunnen Ketzin (Screenshot von [51])	131
Abb. 3.37 Übersicht der Messwerte des Massenstromes Ketzin (Daten von: [222])	132
Abb. 3.38 Übersicht der Messwerte des Druckes Ketzin (Daten von: [222])	132
Abb. 3.39 Übersicht der Messwerte der Temperatur Ketzin (Daten von: [222])	133
Abb. 3.40 Modell der CRC-Pipeline (Screenshot von [51])	135
Abb. 3.41 Modell der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam mit geregeltm Austrittsventil (Screenshot von [51])	140
Abb. 3.42 Modell Entleerung eines Pipelineabschnittes Sleipner (Screenshot von [51])	142
Abb. 4.1 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 10/2008	146
Abb. 4.2 Vergleich der Messwerte Ketzin und Ergebnisse OLGA 06.10.2008	147

Abb. 4.3 Parameterverlauf im Injektionsbrunnen, 06.10.2008 (gepunktete Linie: Dichte gasförmige Phase)	147
Abb. 4.4 Wellhead- und Bottomholewerte verbunden für je fünf einzelne Mess- und Simulationswerte am 6.10.2008	148
Abb. 4.5 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 10/2008	149
Abb. 4.6 Wellhead- und Bottomholewerte 06.10.2008	150
Abb. 4.7 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 11/2008	151
Abb. 4.8 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 11/2008	151
Abb. 4.9 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 01/2009	152
Abb. 4.10 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 01/2009	153
Abb. 4.11 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 06/2009	154
Abb. 4.12 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 06/2009	155
Abb. 4.13 Wellhead- und Bottomholewerte bis zum 23.06.2009	155
Abb. 4.14 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 01/2012	156
Abb. 4.15 Detail Simulationsergebnisse/Berechnung der Siedetemperatur (Lücken in den Messwerten enthielten fehlerhafte Werte)	157
Abb. 4.16 Wellhead- und Bottomholewerte 01.–14. Januar 2012	158
Abb. 4.17 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 1. Messwerte als Punkte eingetragen	159
Abb. 4.18 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 2. Messwerte sind Punkte eingetragen	160
Abb. 4.19 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 1T. Messwerte als Punkte eingetragen	160
Abb. 4.20 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 2T. Messwerte als Punkte eingetragen	161
Abb. 4.21 Statisches Profil der Pipeline im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: mittlere Striche: 40 %: kurze Striche, 30 %: Punkte)	165
Abb. 4.22 Statisches Profil des Injektionsbrunnens im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: kurze Striche, 40 %: Punkte)	166
Abb. 4.23 p,T-Diagramm Pipeline (dunkel) und Brunnen (hell) im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: mittlere Striche: 40 %: kurze Striche; 30 %: Punkte)	167
Abb. 4.24 Anlagenkennlinie (Massenstrom) der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam	168
Abb. 4.25 Anlagenkennlinie (Volumenstrom) der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam	168
Abb. 4.26 Spezifischer Druckverlust der Pipeline Jänschwalde-Sleipner	168
Abb. 4.27 Druck- und Temperaturprofile der Pipeline (Temperaturvariationen)	169
Abb. 4.28 Druck- und Temperaturprofile des Injektionsbrunnens (Temperaturvariationen)	170
Abb. 4.29 p,T-Diagramm Pipeline und Injektionsbrunnen (Temperaturvariationen)	170
Abb. 4.30 Strömungsgeschwindigkeits- und Dichteprofile der Pipeline (Temperaturvariationen) ..	171

Abb. 4.31 Strömungsgeschwindigkeits- und Dichteprofile des Injektionsbrunnens (Temperaturvariationen)	172
Abb. 4.32 Massenstrom- und Druckverläufe beim negativen Lastsprung 100 % auf 80 % (Sz_1_100-80_S)	173
Abb. 4.33 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen negativen Lastsprüngen	174
Abb. 4.34 Massenstrom- und Druckverläufe beim positiven Lastsprung 80 % auf 100 % (Sz_1_80- 100_S)	174
Abb. 4.35 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen positiven Lastsprüngen	175
Abb. 4.36 Massenstrom- und Druckverläufe im Injektionsbrunnen.....	175
Abb. 4.37 Massenstrom- und Druckverläufe im Injektionsbrunnen.....	176
Abb. 4.38 Druck- und Massenstromverläufe Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_E_S).....	177
Abb. 4.39 Druck- und Massenstromverläufe im Injektionsbrunnen, Shut-Down-Test (Sz_2_E_S)	177
Abb. 4.40 Druck- und Massenstromverläufe der Pipeline zu Beginn des Shut-Down-Tests (Sz_2_E_S).....	178
Abb. 4.41 Druck- und Massenstromverläufe des Injektionsbrunnens zu Beginn des Shut-Down- Tests (Sz_2_E_S)	179
Abb. 4.42 Temperatur- und Dichteverläufe Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_E_S).....	179
Abb. 4.43 Temperatur- und Dichteverläufe im Injektionsbrunnen, Shut-Down-Test (Sz_2_E_S)	180
Abb. 4.44 Druck- und Massenstromverläufe der Pipeline beim Wiederauffahren (Sz_2_E_S).....	181
Abb. 4.45 Druck- und Massenstromverläufe des Injektionsbrunnens beim Wiederauffahren (Sz_2_E_S).....	181
Abb. 4.46 Druck- und Massenstromverläufe der Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_A_S)	182
Abb. 4.47 Druck- und Massenstromverläufe Injektionsbrunnen Shut-Down-Test (Sz_2_A_S).....	183
Abb. 4.48 Temperatur- und Dichteverläufe Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_A_S)	183
Abb. 4.49 Temperatur- und Dichteverläufe Injektionsbrunnen Shut-Down-Test (Sz_2_A_S).....	184
Abb. 4.50 Massenstrom- und Druckverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_S).....	185
Abb. 4.51 Temperatur- und Dichteverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_S).....	186
Abb. 4.52 Akkumulierte Masse Linepack-Test (Sz_2_LP_S).....	186
Abb. 4.53 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich- Punkt-Linie markiert).....	187
Abb. 4.54 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich- Punkt-Linie markiert).....	188
Abb. 4.55 Profil Sz_3_12_11_S Zeitpunkt 1 (etwa bei achteinhalb Tagen)	188
Abb. 4.56 Profil Sz_3_12_11_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 8,4 Tagen).....	189
Abb. 4.57 Profil Sz_3_12_11_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)	189
Abb. 4.58 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_V_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)	190

Abb. 4.59 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_V_S.....	190
Abb. 4.60 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_V_S.....	191
Abb. 4.61 Druckverläufe im Injektionsbrunnen Sz_3_12_11_V_S	192
Abb. 4.62 Temperatur- und Dichteverläufe im Injektionsbrunnen Sz_3_12_11_V_S.....	192
Abb. 4.63 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_12_V_S.....	193
Abb. 4.64 Massenstrom- und Druckverläufe im Detail Sz_3_01_12_V_S.....	194
Abb. 4.65 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_12_V_S.....	194
Abb. 4.66 Massenstrom- und Druckverläufe Injektionsbrunnen im Detail Sz_3_01_12_V_S	195
Abb. 4.67 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_07_12_V_S.....	195
Abb. 4.68 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_07_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	196
Abb. 4.69 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_13_V_S.....	197
Abb. 4.70 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_13_V_S.....	197
Abb. 4.71 Massenstrom- und Druckverläufe Injektionsbrunnen im Detail Sz_3_01_13_V_S	198
Abb. 4.72 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_02_13_V_S.....	199
Abb. 4.73 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_02_13_V_S.....	199
Abb. 4.74 Ausschnitt Protokoll Simulation OLGA (Screenshot von [51])	200
Abb. 4.75 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_10_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	201
Abb. 4.76 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_10_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	202
Abb. 4.77 Profil Sz_4_10_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 20 Tagen)	202
Abb. 4.78 Profil Sz_4_10_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 80 Tagen)	203
Abb. 4.79 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_50_S.....	203
Abb. 4.80 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_50_S.....	204
Abb. 4.81 Profil Sz_4_50_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 3 Tagen)	204
Abb. 4.82 Profil Sz_4_50_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 20 Tagen)	205
Abb. 4.83 Befüllung der CRC-Pipeline im p,v-Diagramm.....	206
Abb. 4.84 Massenstrom- und Druckverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	207
Abb. 4.85 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_S.....	207
Abb. 4.86 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)	208
Abb. 4.87 Profil Sz_5_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 1,1 Stunden).....	208
Abb. 4.88 Profil Sz_5_S Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 12,5 Stunden).....	209

Abb. 4.89 Massenstrom- und Druckverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)	209
Abb. 4.90 Temperatur- und Dichteverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	210
Abb. 4.91 Profil Sz_5_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 245 Stunden).....	210
Abb. 4.92 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	211
Abb. 4.93 Temperatur- und Dichteverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	211
Abb. 4.94 Kumulierte entwichene Masse Sz_6.1_S.....	212
Abb. 4.95 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.1_S.....	213
Abb. 4.96 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.1_S.....	213
Abb. 4.97 Profil Sz_6.1_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 60 Minuten).....	214
Abb. 4.98 Profil Sz_6.1_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 60 Minuten)	214
Abb. 4.99 Druckverläufe im Injektionsbrunnen Sz_6.1_S.....	215
Abb. 4.100 Temperatur- und Dichteverläufe im Injektionsbrunnen Sz_6.1_S.....	215
Abb. 4.101 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.2_S.....	216
Abb. 4.102 Kumulierte entwichene Masse Sz_6.2_S.....	216
Abb. 4.103 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.2_S.....	217
Abb. 4.104 Profil Sz_6.2_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 15 Minuten).....	217
Abb. 5.1 Phasendiagramm der binären Gemische Szenario 7.....	220
Abb. 5.2 Phasendiagramm der Gemische Szenario 7.....	220
Abb. 5.3 Vergleich Druckverläufe für reines CO ₂ zwischen OLGA und dem Gemischmodell im Szenario 7	222
Abb. 5.4 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (100 % Last, gleiche Eintrittsbedingungen).....	223
Abb. 5.5 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (100 % Last, gleiche Austrittsbedingungen)	223
Abb. 5.6 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (40 % Last, gleiche Eintrittsbedingungen).....	224
Abb. 5.7 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (40 % Last, gleiche Austrittsbedingungen)	224
Abb. 5.8 Druckverläufe für verschiedene CO ₂ -Gemische im Szenario 7 (100 % Last)	225
Abb. 5.9 Druckverläufe für verschiedene CO ₂ -Gemische im Szenario 7 (40 % Last).....	226

Abbildungen Anhang

Abb. A I.1 p,V-Diagramm für CO ₂	261
Abb. A I.2 p,rho-Diagramm mit Isothermen für CO ₂	262
Abb. A I.3 p,T-Diagramm mit Isodensen für CO ₂	263
Abb. A II.1 Luftzerlegungsanlage und Wirbelschichtkohletrockner (abgewandelt nach [13])	264
Abb. A II.2 Oxyfuel-Prozess (abgewandelt nach [13])	265
Abb. A II.3 Rauchgasreinigung Teil 1 (abgewandelt nach [13]).....	265
Abb. A II.4 Schema Vergaser (abgewandelt nach [13]).....	266
Abb. A II.5 Schema Shift-Reaktion und CO ₂ -Wäsche (abgewandelt nach [13]).....	267
Abb. A III.1 Druck-/Temperaturverlauf 10-stufiger MAN CO ₂ -Verdichter. Erstellt mit Daten von: [110], [111], [243].	268
Abb. A III.2 Stufenparameter 10-stufiger MAN CO ₂ -Verdichter, erstellt mit Daten von: [110], [111], [243].....	269
Abb. A III.3 Kennfeld 10-stufiger MAN CO ₂ -Verdichter, erstellt mit Daten von: [110], [111]	271
Abb. A III.4 Kennfeld 8-stufiger MAN CO ₂ -Verdichter, erstellt mit Daten [110], [111], [243].....	272
Abb. A III.5 Kennfeld 8-stufiger N ₂ -Verdichter, erstellt mit Daten von [111]	273
Abb. A III.6 Kennfeld und Wirkungsgrade 4-stufiger Verdichter, erstellt mit Daten von: [245] ...	273
Abb. A III.7 Schema Anlagenkennfeld/Arbeitspunkte Verdichter und Pipeline.....	274
Abb. A III.8 Beispiel Parallelschaltung von zwei Verdichtern (identische Regelung ohne Teilabschaltung einer Maschine).....	275
Abb. A VII.1 Messdaten Generatorleistung Dezember 2011.....	282
Abb. A VII.2 Messdaten Generatorleistung Januar 2012	282
Abb. A VII.3 Messdaten Generatorleistung Juli 2012	283
Abb. A VII.4 Messdaten Generatorleistung Januar 2013	283
Abb. A VII.5 Messdaten Generatorleistung Februar 2013.....	284
Abb. A XI.1 Statisches Profil der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: mittlere Striche: 40 %, kurze Striche, 30 %: Punkte)	305
Abb. A XI.2 p,T-Diagramm des Prozessverlaufes in der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam.....	306
Abb. A XI.3 Anlagenkennlinie der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam	306
Abb. A XI.4 Anlagenkennlinie der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam	307
Abb. A XI.5 Druckverlust der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam.....	307
Abb. A XI.6 Szenario Sz_0_100_R.....	308
Abb. A XI.7 Szenario Sz_0_80_R.....	308
Abb. A XI.8 Szenario Sz_0_60_R.....	309

Abb. A XI.9 Szenario Sz_0_40_R	309
Abb. A XI.10 Szenario Sz_0_30_R	310
Abb. A XI.11 Druck- und Temperaturprofile der Temperaturvariationen	310
Abb. A XI.12 p,T-Diagramm der Temperaturvariationen	311
Abb. A XI.13 Strömungsgeschwindigkeits- und Dichteprofile der Temperaturvariationen	311
Abb. A XI.14 Szenario Sz_0_100_S	312
Abb. A XI.15 Szenario Sz_0_80_S	312
Abb. A XI.16 Szenario Sz_0_60_S	313
Abb. A XI.17 Szenario Sz_0_40_S	313
Abb. A XI.18 Szenario Sz_0_30_S	314
Abb. A XII.1 Massenstrom- und Druckverläufe beim negativen Lastsprung 100 % auf 80 % (Sz_1_100-80_R)	315
Abb. A XII.2 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen negativen Lastsprüngen	316
Abb. A XII.3 Massenstrom- und Druckverläufe positiver Lastsprung 80 % auf 100 % (Sz_1_80- 100_R)	316
Abb. A XII.4 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen positiven Lastsprüngen	317
Abb. A XIII.1 Druck- und Massenstromverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_E_R)	318
Abb. A XIII.2 Druck- und Massenstromverläufe zu Beginn des Shut-Down-Tests (Sz_2_E_R)	319
Abb. A XIII.3 Druck- und Massenstromverläufe im Stillstand des Shut-Down-Test (Sz_2_E_R)	319
Abb. A XIII.4 Temperatur- und Dichteverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_E_R)	320
Abb. A XIII.5 Druck- und Massenstromverläufe beim Wiederaufahren (Sz_2_E_R)	321
Abb. A XIII.6 Temperatur- und Dichteverläufe beim Wiederaufahren (Sz_2_E_R)	321
Abb. A XIII.7 Druck- und Massenstromverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_A_R)	322
Abb. A XIII.8 Temperatur- und Dichteverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_A_R)	322
Abb. A XIII.9 Massenstrom- und Druckverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_R)	323
Abb. A XIII.10 Temperatur- und Dichteverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_R)	324
Abb. A XIII.11 Akkumulierte Masse Linepack-Test (Sz_2_LP_R)	324
Abb. A XIV.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	325
Abb. A XIV.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	326
Abb. A XIV.3 Profil Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)	326
Abb. A XIV.4 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)	327
Abb. A XIV.5 Profil Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)	327
Abb. A XIV.6 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)	328

Abb. A XIV.7 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	328
Abb. A XIV.8 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	329
Abb. A XIV.9 Profil Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)	329
Abb. A XIV.10 Profil Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)	330
Abb. A XIV.11 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen).....	331
Abb. A XIV.12 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	331
Abb. A XIV.13 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	332
Abb. A XIV.14 Profil Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 19 Tagen).....	332
Abb. A XIV.15 p,T-Diagramm Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 19 Tagen)	333
Abb. A XIV.16 Profil Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 26 Tagen).....	333
Abb. A XIV.17 p,T-Diagramm Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 26 Tagen)	334
Abb. A XIV.18 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_07_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	334
Abb. A XIV.19 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_07_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	335
Abb. A XIV.20 Profil Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen).....	335
Abb. A XIV.21 p,T-Diagramm Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen)	336
Abb. A XIV.22 Profil Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen).....	336
Abb. A XIV.23 p,T-Diagramm Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen)	337
Abb. A XIV.24 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	337
Abb. A XIV.25 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	338
Abb. A XIV.26 Profil 8,4 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 6 Tagen).....	338
Abb. A XIV.27 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 6 Tagen)	339
Abb. A XIV.28 Profil 28,2 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 15 Tagen)	339
Abb. A XIV.29 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 15 Tagen)	340
Abb. A XIV.30 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_02_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	340
Abb. A XIV.31 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_02_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	341
Abb. A XIV.32 Profil 8,4 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen).....	341

Abb. A XIV.33 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen).....	342
Abb. A XIV.34 Profil 28,2 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen).....	342
Abb. A XIV.35 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen).....	343
Abb. A XV.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_10_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	344
Abb. A XV.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_10_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	345
Abb. A XV.3 Profil Sz_4_10_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 20 Tagen).....	345
Abb. A XV.4 Detail Profil Sz_4_10_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 20 Tagen).....	346
Abb. A XV.5 Profil Sz_4_10_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 50 Tagen).....	346
Abb. A XV.6 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_50_R.....	347
Abb. A XV.7 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_50_R.....	347
Abb. A XVI.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	348
Abb. A XVI.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	349
Abb. A XVI.3 Profil Sz_5_R Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 1 Stunden)	349
Abb. A XVI.4 Profil Sz_5_R Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 12,6 Stunden).....	350
Abb. A XVI.5 Massenstrom- und Druckverläufe Detail Sz_5_R (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)	351
Abb. A XVI.6 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_R (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert).....	351
Abb. A XVI.7 Temperatur- und Dichteverläufe Detail Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	352
Abb. A XVI.8 Profil Sz_5_R Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 241 Stunden).....	352
Abb. A XVI.9 Temperatur- und Dichteverläufe Detail Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)	353
Abb. A XVII.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.1_R	354
Abb. A XVII.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.1_R	355
Abb. A XVII.3 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 1 Minute)	355
Abb. A XVII.4 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 1 Minute).....	356
Abb. A XVII.5 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 110 Minuten).....	356
Abb. A XVII.6 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 110 Minuten)	357
Abb. A XVII.7 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.2_R	357
Abb. A XVII.8 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.2_R	358
Abb. A XVII.9 Profil Sz_6.2_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 14,5 Minuten).....	358

Abb. A XVII.10 Profil Sz_6.2_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 110 Minuten) 359
Abb. A XVII.11 Profil Sz_6.2_R Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 110 Minuten) 359

Tabellenverzeichnis

Tab. 2.1: Wesentliche thermodynamische Kenngrößen für CO ₂ [18]	9
Tab. 2.2: Quellen und Auswirkungen typischer CO ₂ -Gemischpartner bei CCS-Anwendungen	15
Tab. 2.3: Übersicht typischer CO ₂ -Gemischpartner bei CCS-Anwendungen	15
Tab. 2.4: Relative Änderung ausgewählter Stoffwerte; Vergleich von reinem CO ₂ mit dem Gemisch 95 % CO ₂ +5 % N ₂ (Massenprozent)	18
Tab. 2.5: Typische Emissionen Zementwerk.....	30
Tab. 2.6: Typische Emissionen Eisenhütte/Stahlwerk [67], [68]	30
Tab. 2.7: Lösungsmittel Post-Combustion.....	33
Tab. 2.8 Verringerung des Kraftwerksnettowirkungsgrades mit Post-Combustion-Capture- Technologie.....	35
Tab. 2.9: Eckdaten 8-stufiger CO ₂ -Verdichter von MAN, Zusammenstellung aus: [105], [109].	41
Tab. 2.10: Beispiel Verdichtung mit MAN RG80-8; Massenstrom: 34 kg/s, Enddruck: 187 bar	42
Tab. 2.11: Parameter CO ₂ -Schifftransport	44
Tab. 2.12: Vor- und Nachteile CO ₂ -Schifftransport.....	44
Tab. 2.13: Vergleich großer Erdgas- und CO ₂ -Pipelines (typische Werte)	47
Tab. 2.14: Rauheit Stahlrohre.....	60
Tab. 2.15: Eckdaten Fertigung und Lieferung der Rohre einer Offshore-Erdgaspipeline [135].....	62
Tab. 2.16: Werte für Fracture-Drücke in Aquiferen.....	72
Tab. 2.17: Salinität in Aquiferen.....	73
Tab. 2.18: Spektrum der Hauptparameter von CO ₂ -Aquiferspeichern (existierende Projekte) [165], [166]	73
Tab. 2.19: Druck- und Temperaturgradienten Aquifere.....	73
Tab. 2.20: Eckdaten Canyon-Reef-Carrier-CO ₂ -Pipeline	76
Tab. 2.21: Eckdaten Dakota-Gasification-Company-CO ₂ -Pipeline/Souris-Valley-Pipeline.....	77
Tab. 2.22: Bewertung Simulationswerkzeuge.....	87
Tab. 2.23: Vor- und Nachteile OLGA	88
Tab. 3.1: Zusammensetzung Lausitzer Braunkohle [200]	96
Tab. 3.2: Kennwerte CCS-Kraftwerk im Auslegungspunkt	97
Tab. 3.3: Beschreibung Messdaten (nach Angaben von [15])	98
Tab. 3.4: Eigenschaften Stahlrohr L485MB im Bereich 0 °C bis 50 °C (Mittelwerte in Klammern).....	108
Tab. 3.5: Eigenschaften Pipeline-Beschichtungen (Werte aus [216])	108
Tab. 3.6: Ergebnisse Auslegung Pipeline Jänschwalde-Rotterdam	109
Tab. 3.7: Berechnung zulässiger äußerer Druck.....	110

Tab. 3.8: Auftriebskraft unterseeische Pipeline Jänschwalde-Sleipner	111
Tab. 3.9: Eigenschaften Rohrleitung Jänschwalde-Sleipner.....	111
Tab. 3.10: Diskretisierung der Rohrleitung und des Bodens	113
Tab. 3.11: Anpassung Rohrwandparameter und PP-Außenbeschichtung	114
Tab. 3.12: Radien und Tiefenangaben Injektionsbrunnen.....	117
Tab. 3.13: Eigenschaften Injektionsstrang	117
Tab. 3.14: Parametergrenzen Sedimentschichten (physikalische Werte aus [210])	118
Tab. 3.15: Parameter Reservoirmodell.....	119
Tab. 3.16: Parameter Reservoirmodell in OLGA	120
Tab. 3.17: INITIALCONDITIONS Pipeline und Injektionsbrunnen	128
Tab. 3.18: Messwerte CRC-Pipeline [178] (umgerechnete Werte sind kursiv dargestellt)	134
Tab. 3.19: Eigenschaften Stahlrohr X60 bei 20 °C [215]	135
Tab. 3.20: Szenarien quasistatische Lastgänge (Massenstrom)	136
Tab. 3.21: Szenarien quasistatische Lastgänge (Temperatur).....	137
Tab. 3.22: Szenarien Lastsprünge	138
Tab. 3.23: Szenarien Shut-down-/Stillstandstests.....	139
Tab. 3.24: Szenarien Linepack	139
Tab. 3.25: Szenarien konventionelle und flexible Lastbedingungen	140
Tab. 3.26: Szenarien konventionelle und flexible Lastbedingungen mit Regelung Austrittsventil ..	140
Tab. 3.27: Szenarien Erstbefüllung	141
Tab. 3.28: Szenarien Entleerung	143
Tab. 3.29: Szenarien Leck/Riss.....	144
Tab. 4.1: Auswertung Simulation (Druck) CRC-Pipeline (Vorgabewerte in OLGA sind fett dargestellt)	161
Tab. 4.2: Auswertung Simulation (Temperatur) CRC-Pipeline (Vorgabewerte in OLGA sind fett dargestellt)	162
Tab. 5.1: Zusammensetzung Gemische.....	220
Tab. 5.2: Szenarien CO ₂ -Gemische.....	221
Tab. 5.3: Ergebnisse Szenarien CO ₂ -Gemische.....	227

Tabellen Anhang

Tab. A II.1: Kraftwerkswirkungsgrade mit Oxyfuel-Technologie	266
Tab. A II.2: Kraftwerkswirkungsgrade mit Pre-Combustion-Capture-Technologie	267
Tab. A III.1: Beispielrechnung 10-stufiger Verdichter MAN (s: Saugseite, d: Druckseite)	270
Tab. A IV.1 Typische Werte für kanadische Aquifere zur Acid-Gas-Injektion (Werte in Klammern sind als typisch anzusehen) [159]	276
Tab. A IV.2 Typische Werte für US-Aquifere zur Acid-Gas-Injektion [160], [246]	276
Tab. A IV.3 Eckdaten CO ₂ -Speicherformation Sleipner (Utsira) [247]	276
Tab. A IV.4 Weitere Eckdaten CO ₂ -Speicherformation Sleipner (Utsira) [248]	276
Tab. A IV.5 CO ₂ -Speicherformation Snøhvit (Tubåen)	277
Tab. A V.1 CO ₂ -Pipeline Projekte	278
Tab. A VI.1 Massen-/Volumenströme (mmscf/d: million metric standard cubic foot per day (10 ⁶ ft ³ _s /d)	281
Tab. A VIII.1 Route Jämschwalde-Sleipner [204], [205], [206]	285
Tab. A VIII.2 Route Jämschwalde-Rotterdam [204], [205], [206]	289
Tab. A IX.1 Bodentypen und -eigenschaften (basierend auf: [209], [210] [211])	293
Tab. A XIV.1 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)	330

Abkürzungs- und Symbolverzeichnis

Abkürzungen

Abkürzung Erläuterung

1-/2-/3-D	Ein-/Zwei-/Dreidimensional
API	<i>American Petroleum Institute</i> – Amerikanische Organisation im Erdölbereich
BTC	<i>Battelle-Two-Curve</i> -Methode
CAS	<i>Chemical Abstracts Service</i> – Amerikanische Organisation im Chemiewesen
CCS	<i>Carbon Dioxide Capture and Storage</i> – CO ₂ -Abscheidung und -Speicherung
CCTS	<i>Carbon Dioxide Capture, Transport and Storage</i> – CO ₂ -Abscheidung, -Transport und -Speicherung
CCU	<i>Carbon Dioxide Utilization</i> – CO ₂ -Abscheidung und -Nutzung
CFD	<i>Computational Fluid Dynamics</i> – Numerische Strömungsberechnung
CO ₂ -VIP	<i>OLGA CO₂ Verification and Improvement Project</i> – Forschungsprojekt
CRC	<i>Canyon-Reef-Carrier</i> (-Pipeline)
DEA	Diethanolamin
DIN	Deutsches Institut für Normung e. V.
DLL	<i>Dynamic Link Library</i> – Dynamische Programmbibliothek
DNV	<i>Det Norske Veritas</i> – Norwegisches Zertifizierungs- und Dienstleistungsunternehmen
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches
ECBM	<i>Enhanced Coal Bed Methanation</i> – Unterirdische Kohlegasförderung
ECLIPSE	Reservoir-Simulationsprogramm der Firma Schlumberger
EGR	<i>Enhanced Gas Recovery</i> – Maßnahmen zur Erhöhung der Ausbeute/Verlängerung der Förderdauer bei der Erdgasförderung
EOR	<i>Enhanced Oil Recovery</i> – Maßnahmen zur Erhöhung der Ausbeute/Verlängerung der Förderdauer bei der Erdölförderung
FKW	Fluorkohlenwasserstoffe
GERG	Groupe Européen de Recherche Gazières – Europäische Gasforschungsorganisation
GFK	Glasfaserverstärkter Kunststoff
HD-Turbine	Hochdruckturbine
IGCC	<i>Integrated Gasification Combined Cycle</i> – Kombi-Prozess mit integrierter Vergasung
IPCC	<i>International Panel on Climate Change</i> – Weltklimarat
ISO	<i>International Organization for Standardization</i> – Internationale Organisation für Normung
KSpG	Kohlendioxid-Speicherungsgesetz
KW	Kraftwerk
MD-Turbine	Mitteldruckturbine

Abkürzung Erläuterung

MEA	Monoethanolamin
mmscfd	Million metric standard cubic foot per day – Millionen metrische Kubikfuß pro Tag ($10^6 \text{ ft}_s^3/\text{d}$) (auch mmscf/d)
ND-Turbine	Niederdruckturbine
NO _x	Stickoxide (NO, NO ₂)
OLGA	<i>Oil and Gas Simulator</i> – Software zur Simulation von Erdöl-/Erdgaspipelines
PFC	Perfluorierte Kohlenwasserstoffe
PP	Polypropylen
PR	Peng-Robinson(-Gleichung)
p,-T	Druck-Temperatur(-Diagramm)
p,h	Druck-Enthalpie(-Diagramm)
pVT	Druck-Temperatur-Volumen-Werte, allgemein: Stoffeigenschaften von Fluiden
REA	Rauchgasentschwefelungsanlage
REFPROP	<i>NIST Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties Database</i> – Software zur Berechnung von Stoffeigenschaften verschiedener Fluide
Retrofit	Nach- oder Umrüstung einer bestehenden Anlage
SACROC	<i>Scurry Area Canyon Reef Operators</i> – Amerikanische Ölfördergesellschaft
SO _x	Schwefeloxide (SO ₂ , SO ₃)
VDI	Verein Deutscher Ingenieure e.V.
VLS	Vorleitschaufelverstellung/Leitgitterregelung
WÜ	Wärmeübertrager

Symbole/Variablen

Symbol	Bezeichnete Größe	Einheit
a	Spezifische Freie Energie	–
a	Formfaktor Widerstandsbeiwert	mm
a	Parameter PR-Gleichung	$\frac{\text{Pa}\cdot\text{m}^6}{\text{mol}^2}$
a^{ig}	Idealgasanteil der spezifischen Freien Energie	–
a^{f}	Realgasanteil der spezifischen Freien Energie	–
A	Freie Energie	J
A	Querschnittsfläche	m^2
b	Parameter PR-Gleichung	$\frac{\text{Pa}\cdot\text{m}^3}{\text{mol}}$
c	Strömungsgeschwindigkeit	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
\bar{c}	Mittlere Strömungsgeschwindigkeit	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
c_{r}	Relativgeschwindigkeit	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
c_{i}	Geschwindigkeit der Phase i	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
C	Empirischer Faktor	–
C_{v}	Kerbschlagarbeit	J
d	Durchmesser	mm
D_{i}	Innendurchmesser	mm
D_{a}	Außendurchmesser	mm
E	Faktor Speichereffizienz	–
E	Elastizitätsmodul	$\frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$
F_{ij}	Binärer Parameter GERG	–
f_{o}	Nutzungsgrad	–
g	Schwerebeschleunigung	$\frac{\text{m}}{\text{s}^2}$
\mathbf{g}_{i}	Kraftfeld auf Phase i (Schwerefeld)	–
G	Quellstrom	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
G_{i}	Quellstrom der Phase i	–
h	Höhe	m

Symbol	Bezeichnete Größe	Einheit
h	Spezifische Enthalpie	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$
\dot{H}_s	Enthalpiestrom	W
I	Injektivität	$\frac{\text{m/s}}{\text{bar}}$
m	Masse	kg
M_i	Impulsquelle auf Phase i	–
m_{Jahr}	Masse pro Jahr	Kg/a
\dot{m}	Massenstrom	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
\bar{m}	Mittlerer Massenstrom	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
k	Permeabilität	D
K	Mittlere Rauigkeit	mm
l	Länge	m
p	Druck	bar
\bar{p}	Mittlerer Druck	bar
p_A	Auslegungsdruck	bar
p_{hy}	Hydrostatischer Druck	bar
Δp_{Dr}	Druckdifferenz Druckstoß	Pa
\dot{q}_i	Wärmestrom zur Phase i	–
\dot{Q}	Wärmestrom	W
r	Radius	m
r_a	Außenradius	m
r_e	Eintrittsradius	m
R	spezifische Gaskonstante	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
R	Außenradius	mm
Re	Reynoldszahl	–
R_g	Massenanteil	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
$R_{t,0.5}$	Dehngrenze	$\frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$
S	Benetzter Umfang	–

Symbol	Bezeichnete Größe	Einheit
S	Entropie	$\frac{\text{J}}{\text{K}}$
β_S	Haliner Kontraktionskoeffizient	$\frac{10^{-6} \text{ l}}{\text{mg}}$
t	Tiefe	m
\bar{t}	Mittlere Temperatur	°C
t	Wandstärke	mm
t	Zeit	s
T	Temperatur	K
T_r	Reduzierte Temperatur	—
u	Ausströmgeschwindigkeit	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
U	Innere Energie	J
v	Spezifisches Volumen	$\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$
V	Volumen	m^3
V_f	Rissgeschwindigkeit	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
\dot{V}	Volumenstrom	$\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$
w	Wellenausbreitungsgeschwindigkeit	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$
\bar{x}	Molare Zusammensetzung	—
x_i	Molarer Anteil	—
z	Höhe	m
z	Abschnitt	—
δ	Dimensionslose Dichte	—
μ	Chemisches Potential	$\frac{\text{J}}{\text{mol}}$
α^{ig}	Idealgasanteil der dimensionslosen Fr. Energie	—
α_i	Volumenanteil einer Phase	—
α^r	Realgasanteil der dimensionslosen Fr. Energie	—
$\alpha_\delta^{\text{ig}}, \alpha_{\delta\delta}^{\text{ig}}, \alpha_\delta^r, \alpha_{\delta\delta}^r$	Ableitungen nach der dimensionslosen Dichte	—
$\alpha_\tau^{\text{ig}}, \alpha_{\tau\tau}^{\text{ig}}, \alpha_\tau^r, \alpha_{\tau\tau}^r$	Ableitungen nach der dimensionslosen Temp.	—
$\alpha_{ij}^r(\tau, \delta)$	Gemischfunktion dimensionslose Freie Energie	—

Symbol	Bezeichnete Größe	Einheit
α	Dimensionslose Freie Energie	–
τ	Dimensionslose Temperatur	–
τ	Normal- und Schubspannungen	–
Π	Druckverhältnis Verdichter	–
η	Wirkungsgrad	–
ρ	Dichte	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
ρ_i	Dichte der Phase i	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
$\bar{\rho}$	Mittlere Dichte	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
ρ_r	Reduzierte Dichte	–
η	dynamische Viskosität	$\frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2} = \text{Pa} \cdot \text{s}$
ν	kinematische Viskosität	$\frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
σ	Fließgrenze	$\frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$
σ_a	Arrestspannung	$\frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$
Γ_i	Massenstrom der Phase i über die Phasengrenze	–
$\bar{\sigma}$	Streckgrenze	$\frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$
σ_t	Tangentialspannung	$\frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$
ζ	Widerstandsbeiwert	–
\mathbf{T}_i	Viskoser Spannungstensor der Phase i	–
\mathbf{T}_i^T	Turbulenter Spannungstensor der Phase i	–
\mathbf{T}_{Pi}	Scherspannung an der Phasengrenze	–
φ	Porosität	–
Ψ_g	Massenanteil Phasenübergang	–
Ψ_e	Massenanteil mitgerissener Tropfen	–
Ψ_{de}	Massenanteil abgelagerter Tropfen	–
λ	Reibungsbeiwert	–

1 Einleitung und Zielsetzung

1.1 Klimawandel und Treibhausgase

Der globale Klimawandel ist eines der größten Probleme, mit welchem die Menschheit in den nächsten Jahrzehnten umzugehen lernen muss. Ein Kennzeichen des Klimawandels ist eine Zunahme der mittleren globalen Temperatur, verursacht durch Änderungen der atmosphärischen Strahlungsbilanz. Diese Änderungen werden verursacht durch diverse natürliche und anthropogene Prozesse wie unter anderem [1], [2]: Änderungen der solaren Einstrahlung (geringer Einfluss), Änderungen des Albedos (Rückstrahlvermögen) der Erdoberfläche (mäßiger Einfluss), Aerosole in der Atmosphäre (hoher Einfluss) und Änderungen der Zusammensetzung der Atmosphäre (höchster Einfluss).

Diese Änderungen bewirken eine leichte Verschiebung der Strahlungsbilanz der Atmosphäre, mit dem Ergebnis, dass derzeit ein Energiefluss von etwa $0,6 \text{ W/m}^2_{\text{Erdoberfläche}}$ die Erde zusätzlich erwärmt (Abb. 1.1) [3], [4].

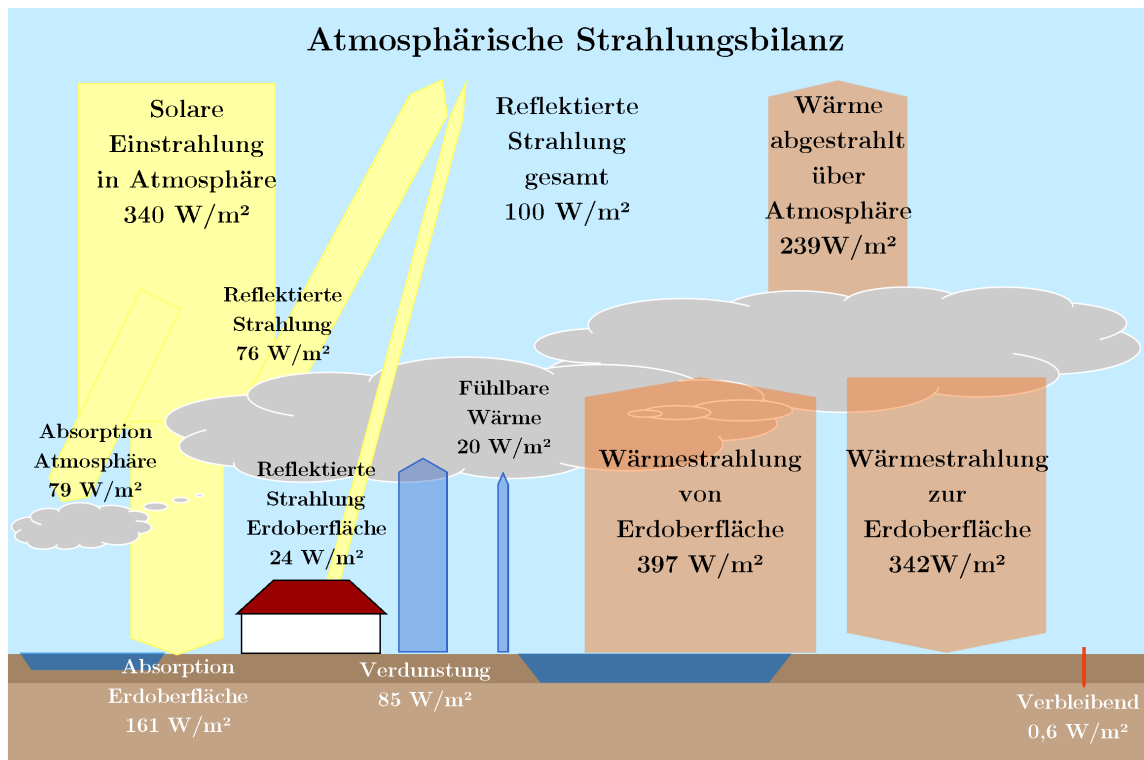


Abb. 1.1 Gemessene Strahlungsbilanz der Erdatmosphäre, bezogen auf die gesamte Erdoberfläche inkl. Nachtseite, übernommen von [3]

Als wesentlicher Einfluss auf die Strahlungsbilanz wird die Veränderung der Zusammensetzung der Erdatmosphäre angesehen [2]. Kohlendioxid (CO_2) ist neben Wasserdampf eines der wesentlichen Gase, welche in der Erdatmosphäre das weltweite Klima beeinflussen und durch ihre steigende Konzentration zur globalen Erwärmung beitragen. Weitere sogenannte Treibhausgase sind unter anderem: Methan (CH_4), Lachgas (N_2O), Fluorkohlenwasserstoffe und perfluorierte Kohlenwasserstoffe (FKWs und PFCs) und Schwefelhexafluorid (SF_6) [5].

Während Wasserdampf in der Atmosphäre vor allem auf natürliche Verdunstungsprozesse über den Ozeanen zurückzuführen ist, wird der Großteil der letztgenannten Gase vom Menschen verursacht.

Den weitaus größten Anteil hieran macht das CO₂ aus. Das International Panel on Climate Change (IPCC) gibt für das Jahr 2004 den Anteil des CO₂ an den anthropogenen Treibhausgasemissionen mit 77 % an. Die Auswirkungen des Klimawandels sind laut IPCC unter anderem der Anstieg der weltweiten mittleren Temperaturen, das Abschmelzen der Polkappen und Anstieg des Meeresspiegels, Änderungen in der lokalen Niederschlagsmenge und -häufigkeit und die Zunahme von extremen Wetterverhältnissen wie Stürmen, Gewittern, Starkregen, Hitzeperioden und Trockenheit [6].

Um die Folgen der globalen Erwärmung so gering wie möglich zu halten, sollte es das Ziel der Weltgemeinschaft sein, den Anteil der anthropogenen Treibhausgasemissionen so schnell wie möglich zu reduzieren. Anstrengungen hierzu werden seit über 20 Jahren unternommen und unter anderem über die Klimarahmenkonvention [7] von 1992 (1994 in Kraft getreten) abgesichert.

Neben Land- und Forstwirtschaft tragen Industrie, Personen- und Gütertransport sowie, als größte Einzelquelle mit über 25 % Anteil, der Energieversorgungssektor zur Emission von Treibhausgasen bei [6], [8]:

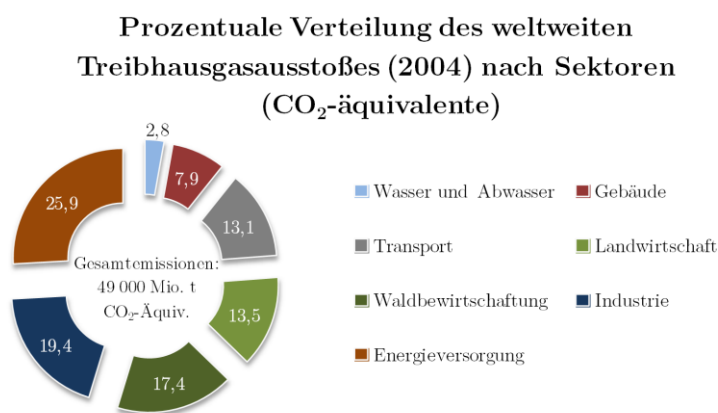


Abb. 1.2 Weltweite Treibhausgasemissionen (2004) der verschiedenen Sektoren [6]

Dies gilt auch für Deutschland. Die energiebezogenen Emissionen stellen mit etwa 60 % Anteil den wesentlichen Ursprung der Treibhausgasemissionen dar:

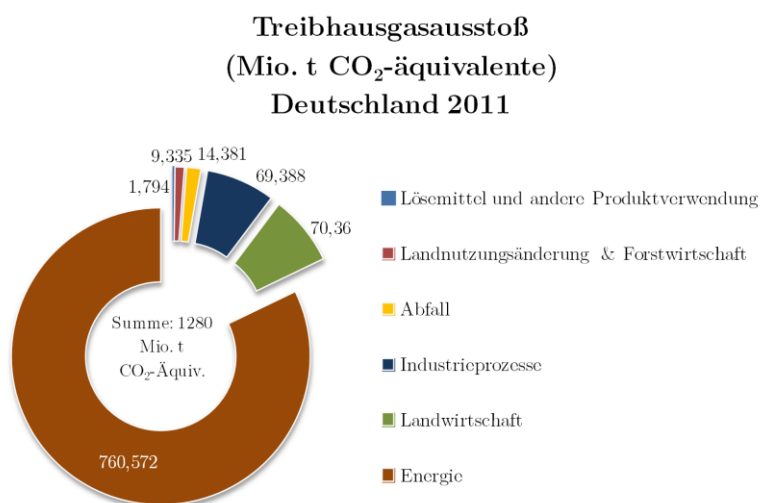


Abb. 1.3 Treibhausgasemissionen Deutschland 2011 [9]

Eine weitere Unterteilung des Energiesektors zeigt, dass die Energiewirtschaft (hauptsächlich Strom- und Fernwärmeerzeugung) den insgesamt größten Anteil (27,7 %) der deutschen Emissionen ausmacht [9], [10].

**Treibhausgasausstoß Energiesektor
(Mio. t CO₂-äquivalente)
Deutschland 2011**

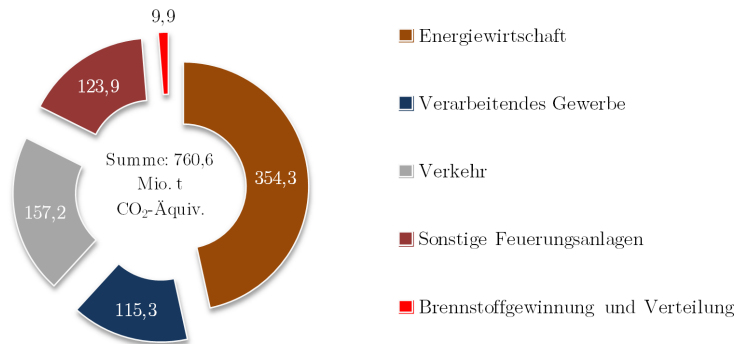


Abb. 1.4 Treibhausgasemissionen Energiesektor Deutschland 2011 [9], [10]

1.2 Maßnahmen zur Reduktion von Treibhausgasen

Als wesentliche kurz- und mittelfristige Maßnahmen zur Verringerung der industriebedingten Emissionen werden vor allem die Einsparung von fossilen Energieträgern (durch Energieverbrauchssenkung und Wechsel zu emissionsfreien und möglichst regenerativen Energiequellen) und die Vermeidung von Treibhausgasemissionen in die Atmosphäre durch neue Technologien angesehen. Die einfachste Möglichkeit zur Umsetzung bieten hierbei große stationäre Emittenten wie Kraftwerke oder große Industrieanlagen. Mit geeigneter Technologie lassen sich die dort entstehenden Treibhausgasemissionen vermeiden, indem die bei der Prozessführung entstehenden Treibhausgase aufgefangen werden, bevor sie in die Atmosphäre gelangen können.

Letztgenannte Optionen werden im Falle des CO₂ mit dem Begriff Carbon Dioxide Capture and Storage (CCS), zu Deutsch: Kohlendioxidabscheidung und -speicherung, bezeichnet. Unter dem Ausdruck CCS verbirgt sich eine Vielzahl von Technologien, welche als gemeinsames Ziel haben, das CO₂, welches bei der Nutzung fossiler Brennstoffe oder bei Industrieprozessen (Chemieanlagen, Raffinerien, Stahl- und Zementherstellung u. a.) freigesetzt werden würde, durch geeignete Verfahren abzuscheiden und anschließend so zu speichern oder umzuwandeln (Carbon Dioxide Utilization; CCU), dass es nicht in die Erdatmosphäre gelangt.

1.3 Randbedingungen beim Transport von CO₂ aus dem Energiesektor

Die Optionen zur Speicherung des abgeschiedenen CO₂ sind vielfältig, wobei sich zumindest im Falle von Deutschland eine Diskrepanz zwischen den Orten der Abscheidung des CO₂ und möglichen Orten zur Speicherung ergibt. Prinzipiell in Frage kommende Speicher liegen nur selten in der Nähe der großen Kraftwerke bzw. sonstiger CO₂-Quellen (siehe Abb. 1.5).

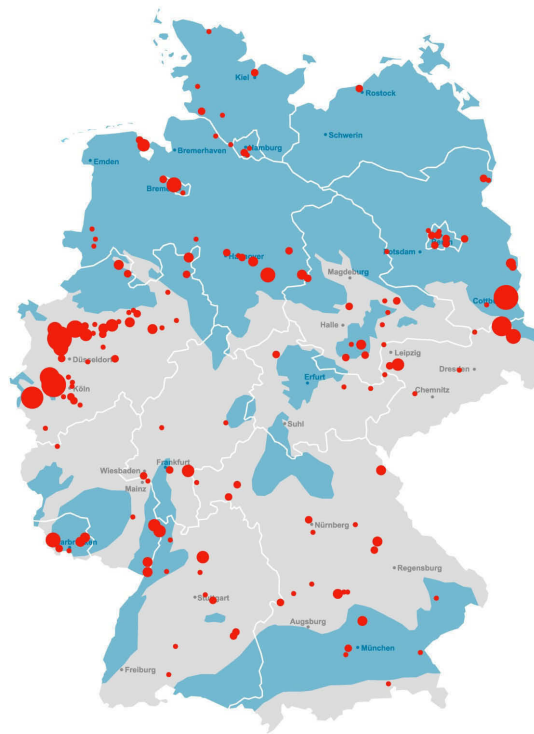


Abb. 1.5 Quellen (rot) und Speichermöglichkeiten für CO₂ (blau) auf dem deutschen Festland, überarbeitet nach [11], [12] (abgewandelt nach [13])

Die seit Inkrafttreten des Gesetzes zur Demonstration der dauerhaften Speicherung von Kohlendioxid (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz – KSpG, [14]) am 24.08.2012 bestehende Regelung zur Anwendung der CCS-Technologie in Deutschland schließt im Wesentlichen eine großtechnische Umsetzung der CO₂-Speicherung auf dem deutschen Festland aus. Lediglich eine Speicherung zu Demonstrationszwecken (insgesamt 4 Mio. t CO₂) wäre möglich.

Die Größenordnung des abzuscheidenden CO₂-Massenstromes liegt aber zwischen wenigen hundert Tonnen bei kleineren fossil gefeuerten Kesseln bis hin zu mehreren Millionen Tonnen pro Jahr im Falle von großen Kraftwerken oder in der Erdöl-/Erdgasindustrie. Dies würde im Falle von Deutschland für CO₂-Speicher im Offshore-Bereich (Nordsee) sprechen.

Dies erfordert einen Transport großer Mengen CO₂ über weite Strecken. Prinzipiell bleiben hierfür nur die Optionen Tankschiff und Pipeline übrig. Der Schwerpunkt der vorliegenden Arbeit soll dabei auf dem Pipelinetransport liegen.

Eine weitere Besonderheit im Falle Deutschlands ist der Einfluss der Energiewende, welcher sich zunehmend auf Kraftwerke auswirkt. Im Zuge der zunehmenden Einspeisung erneuerbarer Energien wird erwartet, dass Kraftwerke (und somit auch potentielle CCS-Kraftwerke) zukünftig intermittierend betrieben werden und auch im Normalbetrieb der Lastgang den erneuerbaren Energien angepasst wird. Dies führt zu schwankenden Kraftwerksleistungen und damit schwankenden Massenströmen an CO₂, welche zum Speicher transportiert werden müssen. Letztendlich wirken sich diese Schwankungen auch auf die Auslegung und den Betrieb eines CO₂-Transportsystemes aus.

1.4 Zielsetzung

Im Rahmen dieser Arbeit soll der Transport von CO₂ in CCS-Systemen untersucht werden. Den Schwerpunkt bildet dabei der rohrleitungsgebundene Transport von CO₂ aus einem CCS-Kraftwerk.

Während auf den Gebieten der CO₂-Abscheidung und der Speicherung seit mehreren Jahren große Fortschritte bei der Entwicklung und bei Demonstrationsvorhaben gemacht wurden, wurde dem Transport eine eher untergeordnete Bedeutung beigemessen. Dabei ist der Transport das wesentliche Bindeglied zwischen Abscheidung und Speicher und beeinflusst die Prozesse und Betriebsabläufe auf der Abscheidungs- wie auch auf der Speicherseite wesentlich. Der Mangel an Aufmerksamkeit für den Transport von CO₂ zeigt sich auch in der Benennung der gesamten Technologie: Die korrekte Bezeichnung müsste CCTS – Carbon Dioxide Capture, Transport and Storage lauten.

Die Ergebnisse dieser Arbeit sollen helfen, für zukünftig geplante CCS-Systeme die Rolle des Transportsystems besser einschätzen zu können und die typischen Prozessverläufe sowie die wesentlichen Betriebs- und Regelstrategien darzustellen. Mithilfe der dieser Arbeit sollen so folgende Fragestellungen beantwortet werden:

- Wie ist ein CCS-Transportsystem zu planen und auszulegen?
- Worin bestehen die Unterschiede zum Transport von Erdgas in Rohrleitungen?
- Wie reagiert das Transportsystem auf die für Kraftwerke typischen Lastgänge?
- Welche Auswirkungen hat ein hochflexibler Betrieb mit stark schwankenden Lastgängen auf das Transportsystem?
- Welche Randbedingungen ergeben sich für die Schnittstellen zum Kraftwerk und zum Speicher?
- Welche Betriebs- und Regelstrategien sind notwendig, um den Transportprozess für alle denkbaren Lastgänge umzusetzen?
- Welche Maßnahmen sind beim Betrieb des Transportsystems zu ergreifen, um eine hohe Verfügbarkeit zu gewährleisten?
- Welche kritischen Zustände können im Betrieb erreicht werden und wie sind diese zu vermeiden?
- Wie sind unterschiedliche Zusammensetzungen des zu transportierenden CO₂-Gemisches zu bewerten?

Hinweis zu verwendeten Datensätzen

Für die Modellierung des kraftwerkstechnischen Teiles des CCS-Systems wurden von Vattenfall Daten zu Kraftwerkslastgängen bereitgestellt [15]. Aus Gründen des Schutzes firmeninterner Betriebsdaten wurde seitens Vattenfall um eine Anonymisierung der Daten gebeten. Es werden deshalb in dieser Arbeit nur normierte Datensätze präsentiert.

2 Stand der Technik und Wissenschaft

2.1 CO₂ und CO₂-reiche Gemische

2.1.1 CO₂-Eigenschaften

Kohlendioxid (auch: Kohlenstoffdioxid oder fälschlicherweise als Kohlensäure bekannt, nachfolgend mit der Summenformel CO₂ bezeichnet) ist unter Normalbedingungen ein farbloses, geruchloses, nicht brennbares Gas. CO₂ (CAS-Nummer: 124-38-9) ist eine relativ stabile Verbindung (bei geringen Temperaturen bis etwa 1000–3000 K [16]) und wird dementsprechend auch als Inertgas oder als Brandlöschmittel eingesetzt.

CO₂ ist eine Verbindung aus einem Kohlenstoffatom und zwei Sauerstoffatomen, seine molare Masse beträgt 44,0098 g/mol. CO₂ ist nicht giftig, wirkt jedoch in hohen Konzentrationen (ab ca. 7 Vol.-%) erstickend. Die maximale Arbeitsplatzkonzentration (8 h) wurde auf 5000 ppm festgelegt [17]. Da CO₂ unter Normalbedingungen schwerer als Luft ist (CO₂: 1,9769 kg/m³, Luft: 1,2928 kg/m³), setzt es sich am Boden und in Senken ab, weshalb dort bei potentiellen CO₂-Quellen besondere Vorsicht geboten ist, um Unfälle zu vermeiden.

2.1.1.1 Thermophysikalische Eigenschaften

Unter den Bedingungen, denen CO₂ bei den verschiedensten Prozessen der CO₂-Abscheidung, des CO₂-Transportes und der CO₂-Speicherung unterworfen ist, kann es in den Aggregatzuständen fest, flüssig und gasförmig vorkommen.

Unter Normalbedingungen liegt CO₂ gasförmig vor. Durch Abkühlung unter die Sublimationstemperatur von $-78,4\text{ °C}$ entsteht festes CO₂, Trockeneis genannt. Flüssiges CO₂ tritt nur bei Drücken oberhalb des Tripeldruckes von 5,18 bar auf.

Als Grundlage für die Angabe von Zustandsgrößen für reines CO₂ wird in dieser Arbeit die von Span und Wagner 1996 veröffentlichte Zustandsgleichung [18] genutzt (siehe auch Kapitel 2.1.3).

Das nachfolgende Diagramm sowie sämtliche weiteren folgenden Diagramme zu Eigenschaften von CO₂ wurden, soweit nicht anders gekennzeichnet, erstellt unter Nutzung von: [18], [19], [20], [21], [22]. Einige der nachfolgenden Diagramme wurden dem DVGW vom Autor dieser Dissertation vorab in abgewandelter Form zur Verwendung im Regelwerk zum CO₂-Transport überlassen [23]. Eine Ähnlichkeit mit den Diagrammen im zukünftigen Regelwerk ist daher gewollt und nicht vermeidbar.

Einen Überblick über das komplette Phasenverhalten von reinem CO₂ gibt Abb. 2.1. Weitere detailliertere Zustandsdiagramme finden sich Anhang I.

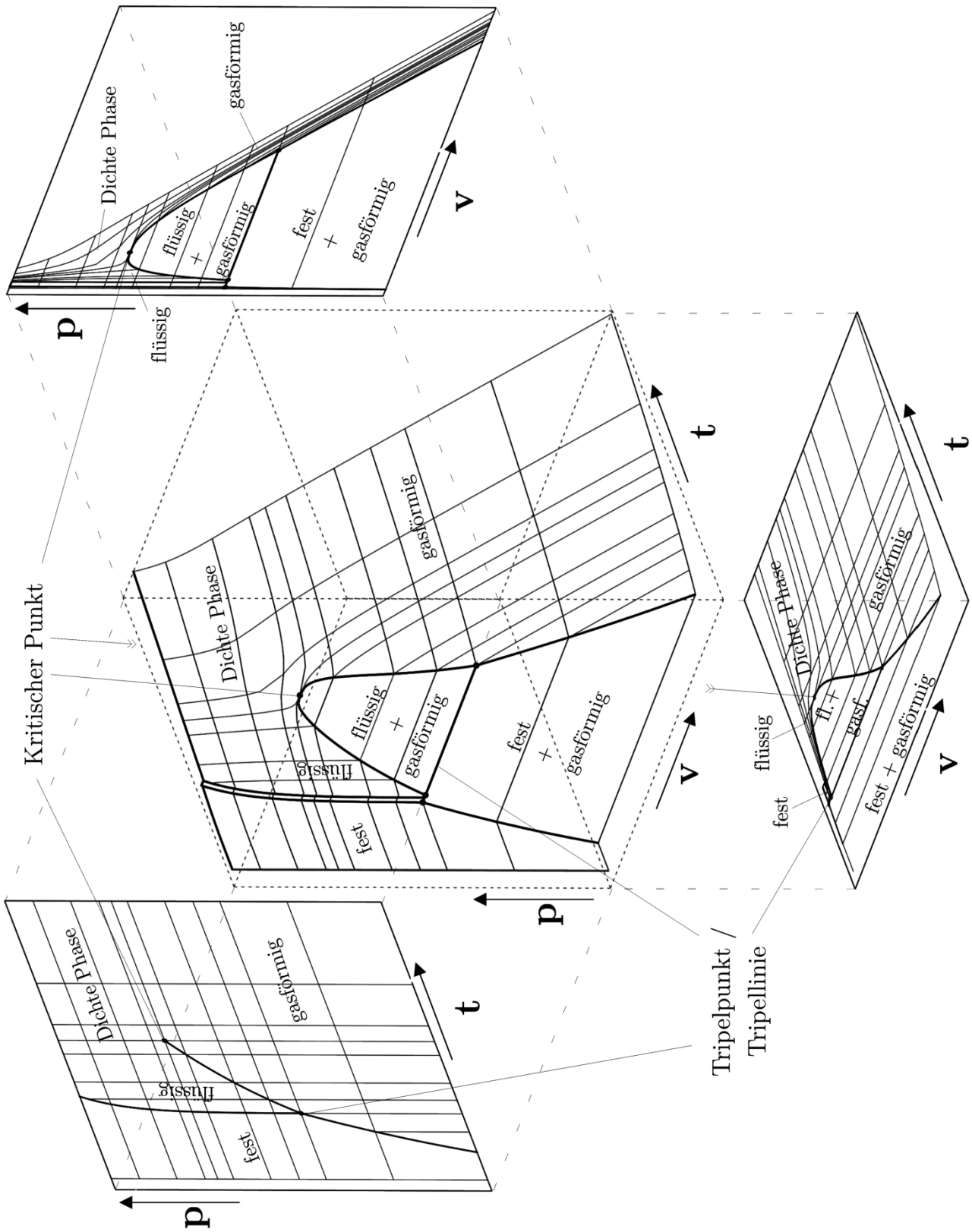


Abb. 2.1 p,v,T-Phasendiagramm für CO₂

Als wesentlichste Eigenschaft soll an dieser Stelle anhand Abb. 2.2 kurz das Verhalten der Dichte unter den zu erwartenden Zustandsbedingungen für CCS-Anwendungen diskutiert werden.

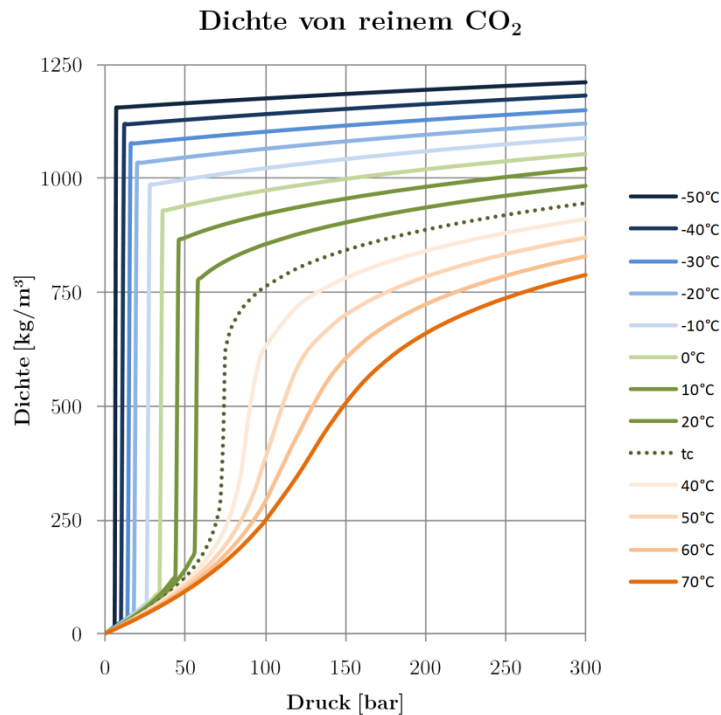


Abb. 2.2 Dichte von reinem CO₂ (t_c = kritische Temperatur; 30,978 °C)

Gut zu erkennen sind die extremen Unterschiede in der Dichte im Zweiphasengebiet sowie die starke Abhängigkeit der Dichte von Druck und Temperatur im gesamten Zustandsgebiet.

Tab. 2.1 gibt einen Überblick über die wesentlichen Kennzahlen von CO₂.

Tab. 2.1: Wesentliche thermodynamische Kenngrößen für CO₂ [18]

Zustandspunkt	Temperatur [°C]	Druck [bar]
Tripelpunkt	$t_t = -56,558$	$p_t = 5,1795$
Kritischer Punkt	$t_c = 30,978$	$p_c = 73,773$
Sublimationspunkt	$-78,464$	1,01325
Dampfdruck	15	50,871
Dampfdruck	20	57,291
Dampfdruck	25	64,342

2.1.1.2 Transporteigenschaften

Zu den für den Pipelinetransport relevanten Transporteigenschaften von CO₂ zählen insbesondere die Viskosität und die Wärmeleitfähigkeit.

Allgemein anerkannte Gleichungen für die Transporteigenschaften von reinem CO₂ wurden für die Viskosität durch Feghhour et al. [21] und für die Wärmeleitfähigkeit durch Vesovic et al. [22] aufgestellt.

Das Verhalten der Viskosität und der Wärmeleitfähigkeit in typischen Druck- und Temperaturbereichen ist in Abb. 2.3 dargestellt. Gut zu erkennen ist der Sprung von flüssiger zu gasförmiger Viskosität im unterkritischen Bereich (blaue und grüne Linien). Die Unregelmäßigkeit bei der Wärmeleitfähigkeit um den kritischen Punkt wird in Kapitel 2.1.1.3 genauer erläutert.

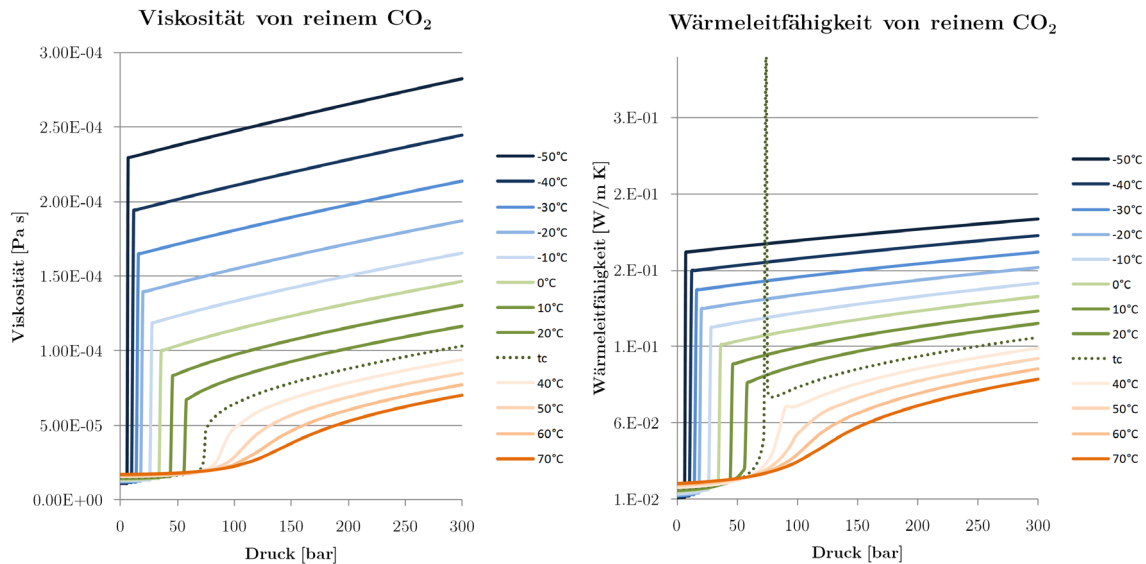


Abb. 2.3 Viskosität und Wärmeleitfähigkeit von reinem CO₂ (t_c = kritische Temperatur; 30,978 °C)

Generell weist überkritisches CO₂ hohe Dichten ähnlich der von Flüssigkeiten und gleichzeitig niedrige Viskositäten ähnlich der von Gasen auf (siehe Abb. 2.4 und Abb. 2.5). Dies ermöglicht einen effizienten Transport von CO₂, da hohe Volumina mit relativ geringen Druckverlusten transportiert werden können.

Ein Nachteil von CO₂ als Transportmedium ist die Möglichkeit einer Phasenänderung, da der kritische Punkt im Bereich nahe den typischen Transportdrücken und -temperaturen liegt. Durch die hohen Dichteänderungen, welche beim Phasenübergang auftreten, können in der Pipeline starke Druckschwankungen induziert werden, die sich in Form von Vibrationen und Druckstößen bemerkbar machen und dem Rohrleitungsmaterial Schaden zufügen können.

Vergleich der Dichte von CO₂ und anderen üblichen Gasen sowie Wasser

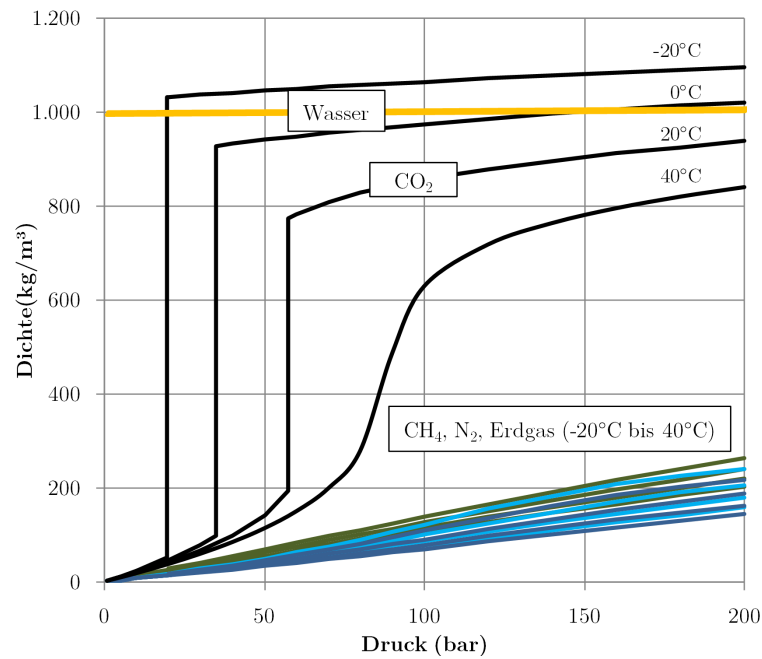


Abb. 2.4 Vergleich Dichte von CO₂ und anderen Transportmedien

Vergleich der Wärmeleitfähigkeit von CO₂ und anderen üblichen Gasen sowie Wasser

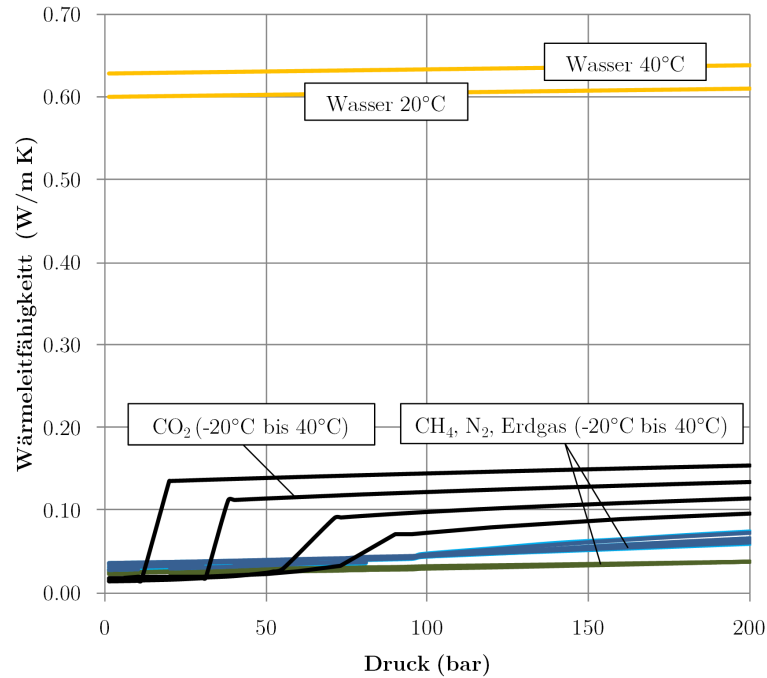


Abb. 2.5 Vergleich Wärmeleitfähigkeit von CO₂ und anderen Transportmedien

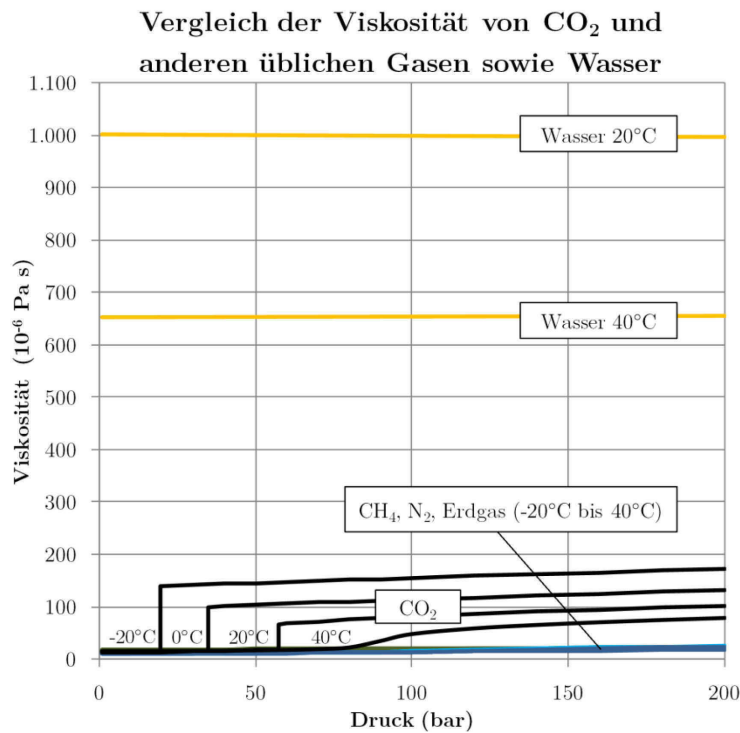


Abb. 2.6 Vergleich Viskosität von CO₂ und anderen Transportmedien

2.1.1.3 Besonderheiten von überkritischem CO₂

Als überkritisch bezeichnet man CO₂, welches bei Temperaturen und Drücken oberhalb der kritischen Werte (siehe Tab. 2.1) vorliegt. Oberhalb des kritischen Punktes erfolgt eine Zustandsänderung stets kontinuierlich, Verdampfung oder Kondensation können nicht mehr stattfinden. Lediglich sehr hohe Drücke, wie sie in üblichen technischen Anwendungen nicht vorkommen, können zur Entstehung einer festen Phase führen. Bei 40 °C beispielsweise tritt eine feste Phase erst oberhalb von 6600 bar auf.

Direkt am kritischen Punkt weist CO₂ ein besonders hervorzuhebendes Verhalten der Werte für die Wärmekapazität und die Wärmeleitfähigkeit auf. Beide Größen nähern sich am kritischen Punkt asymptotisch unendlich hohen Werten an. Auch im Bereich von Drücken und Temperaturen knapp oberhalb p_c bzw. t_c sind erhöhte Werte festzustellen (siehe auch Abb. 2.7).

Die erhöhten Werte für Wärmekapazität/Wärmeleitfähigkeit finden sich entlang der gedachten Verlängerung der Siedelinie (sog. pseudokritische Temperaturen und Drücke). Auf dieser Linie ist mit erhöhtem Wärmeübergang (Faktor 3 bis 4) im Vergleich zu benachbarten Bereichen zu rechnen [24].

Diese Besonderheit kann sich vor allem bei der Berechnung und Simulation von Prozessen mit kritischem und überkritischem CO₂ bemerkbar machen, aufgrund der hohen Gradienten dieser Werte um den kritischen Punkt ist gehäuft mit numerischen Schwingungen und Abbrüchen zu rechnen.

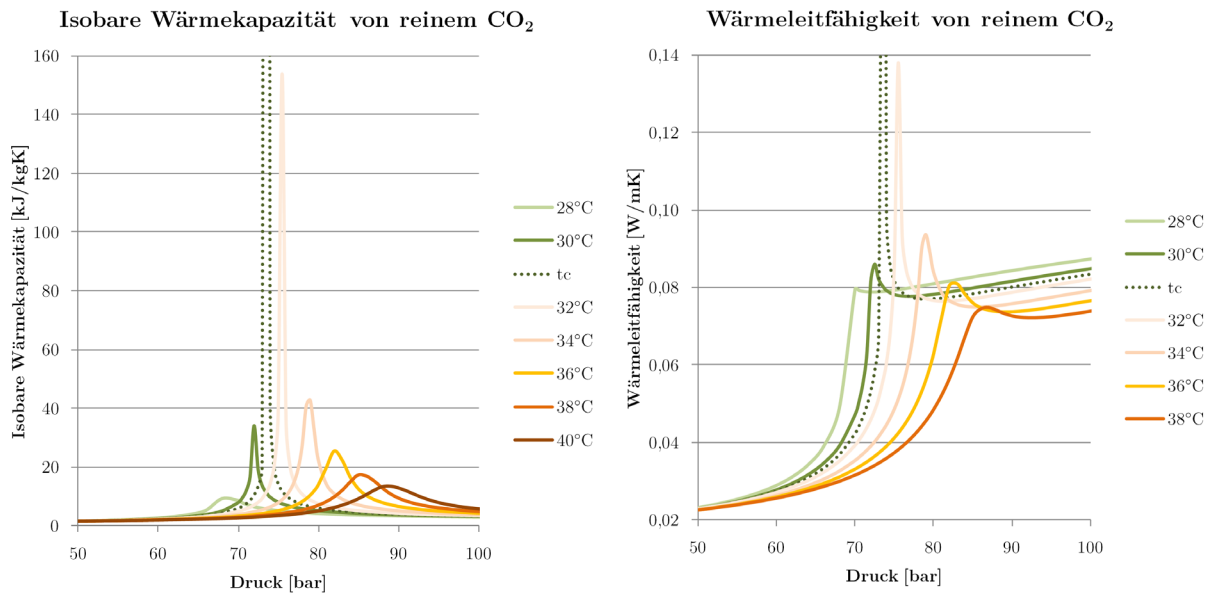


Abb. 2.7 Isobare Wärmekapazität und Wärmeleitfähigkeit von CO₂ am kritischen Punkt (t_c = kritische Temperatur; 30,978 C)

Eine weitere im Bereich des CO₂-Transportes gebräuchliche Bezeichnung ist sogenanntes CO₂ in der dichten Phase (engl.: *dense phase CO₂*). Der Bereich des dichten CO₂ umfasst neben dem überkritischen Gebiet auch das Gebiet flüssigen CO₂ im Zustandsdiagramm. Für den effizienten Pipeline-transport kommen alle Bereiche der „dichten Phase“ in Betracht (Abb. 2.8). Wesentliches Kriterium ist hierbei die Dichte des CO₂, die alle wesentlichen Prozesse des Transportes beeinflusst. Vereinfacht dargestellt können alle Dichten oberhalb etwa 600 kg/m³ als grundsätzlich geeignet für Verdichtung und den Langstreckentransport von CO₂ eingestuft werden [25].

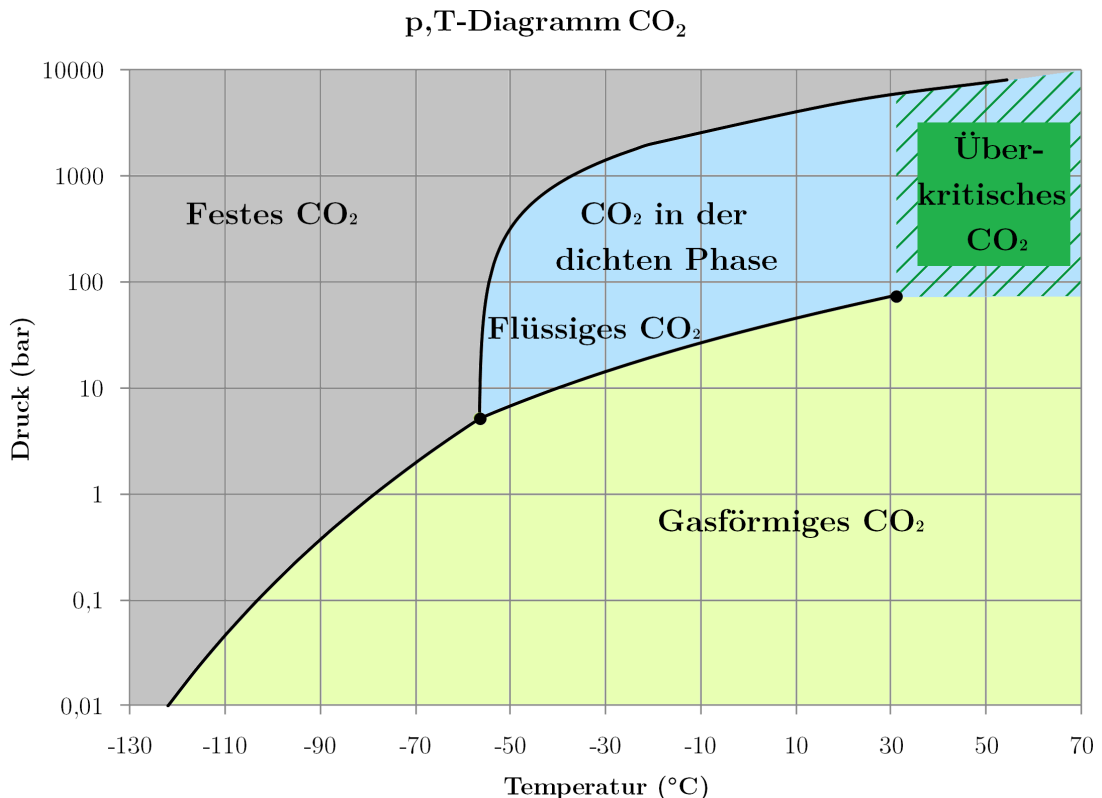


Abb. 2.8 Gebräuchliche Bezeichnungen CO₂ im p,T-Diagramm

Eine weitere Besonderheit überkritischen CO₂ sind seine besonders guten Eigenschaften als Lösungsmittel. Insbesondere Dicht- und Schmiermittel müssen für die Anwendung in direktem Kontakt mit überkritischem CO₂ geeignet sein.

Durch die erhöhte Permeabilität von organischen Dichtungsmaterialien gegenüber überkritischem CO₂ besteht neben der Gefahr der schleichenden Leckage auch die Möglichkeit der kompletten Zerstörung des Dichtungsmaterials.

Diese kann eintreten, wenn nach dem Eindringen von überkritischem CO₂ in den Dichtungskörper der Druck relativ plötzlich abfällt. Durch den rapiden Druckabfall hat das nun gasförmige CO₂ nicht genügend Zeit, aus dem Dichtungskörper herauszudiffundieren, es kommt zur Blasenbildung im Kunststoff, was letztendlich zur Zerstörung der Dichtfläche führen kann.

Betroffen sind neben organischen Dichtungen insbesondere auch Kabelummantelungen und sonstige Kunststoffverkleidungen von Geräten zur inneren Pipelineinspektion, sog. Molchen (engl.: pigs). Beim Einsatz solcher Geräte muss vorab die Eignung aller Kunststoffe und Schmiermittel auf Beständigkeit gegenüber überkritischem CO₂ und raschen Druckwechseln nachgewiesen sein [26], [27].

2.1.2 Eigenschaften von CO₂-Gemischen

Abgesehen von Laboranwendungen wird CO₂ in CCS-Anlagen immer in Form eines Gemisches verschiedener Fluide (und evtl. Feststoffpartikeln) vorliegen. Je nach Art und Menge der beteiligten Stoffe können sich die thermophysikalischen und chemischen Eigenschaften gegenüber reinem CO₂ deutlich verändern.

Typische Verunreinigungen stammen entweder aus dem Brennstoff bzw. dem Rohgas, der Verbrennungsluft oder den bei Abscheidung beteiligten Fluiden. Art und Menge der zulässigen Gemischpartner werden hauptsächlich durch technische, wirtschaftliche und sicherheitsrelevante Einschränkungen bestimmt.

Für die maximal zulässige Menge an sonstigen Stoffen in CO₂ gilt generell: je geringer die Beimengung, desto einfacher und kostengünstiger können Verdichtungs-, Transport- und Speicherprozesse und die damit verbundenen Anlagen gestaltet werden.

Feststoffe (Staub, Asche, Fällungsprodukte, Korrosionsprodukte) sollten generell vermieden werden, da einerseits ihre abrasive Wirkung beim Rohrleitungstransport nicht erwünscht ist, andererseits führen Feststoffpartikel im Speichergestein unter Umständen zum Zusetzen der freien Strömungswege und damit mittelfristig zu einem Druckanstieg und letztendlich zum Funktionsverlust des Speicherhorizontes [28].

Bestandteile, die im Transportzustand zur Ausbildung einer flüssigen Phase führen können sind ebenfalls zu vermeiden (durch Abscheidung oder durch geeignete Prozessführung), da sie in Senken entlang der Pipelinetrasse zu einer Akkumulation der flüssigen Phase führen und generell durch Verursachung einer inhomogenen Zweiphasenströmung die Stabilität des Transportprozesses gefährden [28].

2.1.2.1 Art und Menge potentieller Gemischpartner

Tab. 2.2 gibt einen kurzen Überblick über potentielle Verunreinigungen:

Tab. 2.2: Quellen und Auswirkungen typischer CO₂-Gemischpartner bei CCS-Anwendungen

Beimengung	Quelle der Verunreinigung	Negative Auswirkungen
H ₂ O	Verbrennung, Abscheidung	Korrosion, Hydratbildung, Akkumulation in Pipeline
CH ₄	Rohgas (Erdgas)	Dichteabnahme
N ₂ , Ar	Verbrennung, Abscheidung	Dichteabnahme
O ₂	Verbrennung, Abscheidung	Dichteabnahme, Oxidation im Speicher
H ₂	Rohgas (Synthesegas)	Dichteabnahme, Reaktion im Speicher
CO, H ₂ S	Rohgas (Erdgas)/Verbrennung	Gesundheitsgefährdung, Korrosion, Reaktion im Speicher
NO _x , SO _x	Verbrennung	Gesundheitsgefährdung, Korrosion, Reaktion im Speicher
Glykol	Trocknung	Akkumulation in Pipeline, Zusetzung Speicherporen, Reaktion im Speicher
Partikel	Verbrennung, Reaktion, Korrosion	Erosion Rohrleitung, Zusetzung Speicherporen

Als Orientierung für typische Konzentrationen (CCS-Anwendungen) können die in Tab. 2.3 dargestellten Werte angenommen werden:

Tab. 2.3: Übersicht typischer CO₂-Gemischpartner bei CCS-Anwendungen

Stoff	Anteil	Pre-Combustion	Oxyfuel Intracombustion	Post-Combustion	Quelle
CO ₂	Vol.-%	95,6 bis 99,7	85,0 bis 99,94	99,8 bis 99,97	[29], [30], [31], [32], [33]
H ₂ O	Vol.-%	ca. 0,14	ca. 0,14	ca. 0,14	[33]
N ₂	Vol.-%	0,03 bis 1,3	0,01 bis 7	0,021 bis 0,17	[29], [30], [31], [32], [33]
Ar	Vol.-%	0,03 bis 1,3	0,01 bis 5,7	0,003 bis 0,045	[29], [30], [31], [32], [33]
O ₂	Vol.-%	0,03 bis 1,3	0,01 bis 4,7	0,003 bis 0,01	[29], [30], [31], [32], [33]
H ₂	Vol.-%	0,002 bis 3	-	-	[29], [30], [33]
CO	Vol.-%	0,03 bis 1,7	-	0,001	[29], [30],
H ₂ S	Vol.-%	0,01 bis 3,4	-	-	[30], [33]
SO _x	Vol.-%	-	0,001 bis 2,5	0,001	[30], [33]
NO _x	Vol.-%	-	0,002 bis 0,24	0,005	[30], [33]
CH ₄	Vol.-%	0,035 bis 2	-	0,01	[29], [30], [33]
NH ₃	Vol.-%	0,003	-	0,005	[29], [30], [33]
HF, HCl, HCN	Vol.-%	ppm	ppm	ppm	[29], [30], [33]
HF, HCl, HCN	Vol.-%	ppm	ppm	ppm	[29], [30], [33]

Art und Menge der Bestandteile können deutlich variieren und sind unter anderem abhängig von:

- der Art des Brennstoffes (Gas, Steinkohle, Braunkohle etc.),
- der Art der verwendeten Kraftwerkstechnologie (Verbrennung, Vergasung etc.),
- der Art des Verbrennungsmediums (Luft, Sauerstoff aus Luftzerlegung),
- der Art der Abscheidung und Aufbereitung (Rauchgaswäsche, kryogene Abscheidung, Rektifikation) und
- sonstigen prozessbedingten Stoffen (Inhibitoren, Odoration oder Ähnlichem).

2.1.2.2 Thermophysikalische Eigenschaften

Wird CO₂ mit weiteren Stoffen gemischt, erfährt es immer eine Veränderung der thermophysikalischen Eigenschaften. Die resultierenden Unterschiede in den Eigenschaften sind dabei umso größer, je unähnlicher sich die beteiligten Fluide sind (in Bezug auf: flüssiger oder gasförmiger Zustand bei gleichem Bezugszustand, molare Masse, Molekülaufbau etc.). Es können aufgrund der Vielzahl möglicher Gemischpartner und der gegenseitigen Beeinflussung der Gemischpartner nur wenige universell gültige Anmerkungen gemacht werden. Für ein bestimmtes Gemisch sollte die resultierende Änderung der Stoffeigenschaften jeweils vorab rechnerisch mit geeigneten Modellen und, wenn möglich, experimentell ermittelt werden. Die nachfolgend dargestellten Diagramme und Zahlenwerte für Gemische gelten dementsprechend nur unter Vorbehalt des Abgleichs der Rechenergebnisse mit experimentellen Daten.

Phasenverhalten

Die deutlichsten Änderungen der thermophysikalischen Eigenschaften werden im p-T-Diagramm ersichtlich (siehe Abb. 2.9). Durch beigemengte Stoffe ergibt sich eine Aufweitung der Phasengrenzkurve zu einem Zweiphasengebiet, d. h. es liegt nun in einem größeren Druck-Temperatur-Gebiet ein zweiphasiges Gemisch vor. Dies beinhaltet gleichzeitig eine Verschiebung der kritischen Drücke und Temperaturen.

Am Beispiel des Gemisches Kohlendioxid-Stickstoff kann man diese Effekte deutlich erkennen. Während reines CO₂ eine klare Phasengrenzkurve hat, welche im kritischen Punkt endet, ergibt sich beim Gemisch eine Verschiebung und Aufweitung der Phasengrenzkurven zu niedrigeren Temperaturen und höheren Drücken. Rechts der Phasengrenzkurve liegt das Gemisch vollständig gasförmig vor, oberhalb der Phasengrenzkurve findet sich die dichte Phase (Flüssigkeit) bei niedrigeren Temperaturen, überkritisches CO₂-Gemisch bei höheren Temperaturen. Links unterhalb der Grenzkurve liegt das Gemisch zweiphasig vor, mit einer flüssigen, CO₂-reichen Phase und einer gasförmigen, stickstoffreichen Phase.

Eine Beimengung von 5 % N₂ führt zu einer Erhöhung des kritischen Druckes um 12,34 bar auf 86,08 bar und eine Verringerung der kritischen Temperatur um 8,19 K auf 22,79 °C (verglichen mit reinem CO₂).

Im Falle der Mischung mit Wasserstoff ergibt sich ein noch extremeres Bild. Durch die Beimengung von nur 5 m.-% H₂ wird das Phasenverhalten derart geändert, dass sich (entsprechend der Ergebnisse des GERG-2008-Mischungsmodells, siehe Kapitel 2.1.3.2) gar keine flüssige Phase mehr ausbilden kann. Das Gemisch ist entweder komplett gasförmig (rechts der Grenzkurve) oder besteht zu einem

Teil aus flüssiger, CO₂-reicher Phase, zum anderen Teil aus gasförmiger, H₂-reicher Phase. Ein solches Gemisch kann nicht mehr vollständig kondensiert werden und kann beispielsweise in Verdichtern und Pumpen zu erheblichem Schaden durch Kavitation führen.

Im Falle schwererer Gemischpartner wie H₂S oder NO₂ ergibt sich ein anderes Bild: der kritische Druck wird kaum beeinflusst, während die kritische Temperatur des Gemisches erhöht wird [34].

Phasenverhalten verschiedener Reinstoffe
und CO₂-Gemische

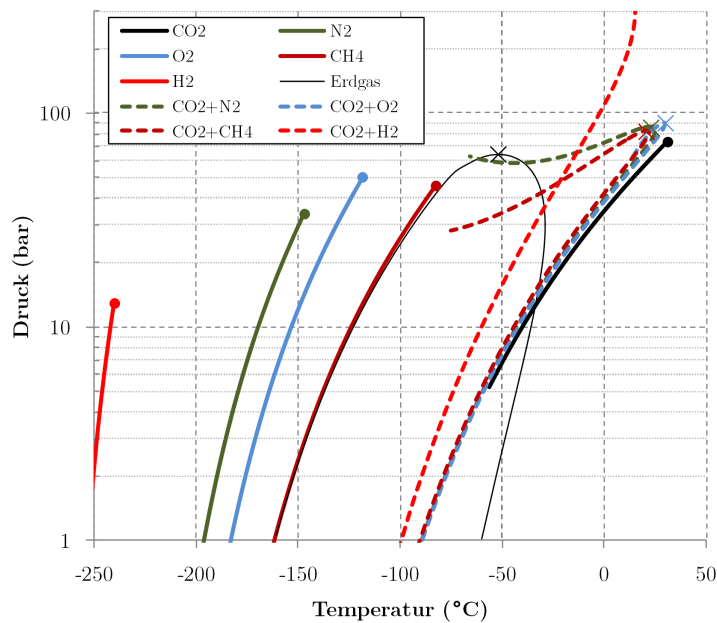


Abb. 2.9 Druck-Temperatur-Diagramm für verschiedene Reinstoffe, Erdgas und CO₂-Gemische (jeweils 95 m.-% CO₂+5 m.-% Beimengung)

Stoffeigenschaften

Die Eigenschaften des Gemisches (Dichte, Enthalpie etc.) unterscheiden sich gleichermaßen von denen des Reinstoffes CO₂. Je nach Gemischpartner ist eine deutliche Änderung der Eigenschaften zu vermerken. Generell kommt es durch die für CCS typischen Verunreinigungen (siehe Tab. 2.3) zu einer Verringerung der Dichte (mit Ausnahme der schwereren Stoffe H₂S, NO₂, SO₂).

Andere Parameter wie beispielsweise die isobare Wärmekapazität, die spezifische Enthalpie, oder die Schallgeschwindigkeit ändern sich ebenfalls deutlich (siehe Tab. 2.4).

Wie in der Tabelle ersichtlich ist, lassen sich die aus der Beimengung resultierenden Änderungen nicht einfach intuitiv voraussagen, da sie stark nichtlinear und von mehreren Variablen abhängig sind (Gemischpartner, Massenanteil, Druck, Temperatur, Phasenverhalten u. a.) [34].

Aufgrund dessen wird die Stoffwertberechnung über geeignete Funktionen bzw. über die Nutzung detaillierter Messwerte als unbedingt notwendig angesehen, sobald der Anteil der Gemischpartner im CO₂ im Bereich von mehreren Prozenten liegt.

Tab. 2.4: Relative Änderung ausgewählter Stoffwerte; Vergleich von reinem CO₂ mit dem Gemisch 95 % CO₂+5 % N₂ (Massenprozent)

Druck	Temp.	Rel. Änderung	Rel. Änderung	Relative Änderung	Relative Änderung
[bar]	[°C]	Dichte	Enthalpie	Isobare Wärmekapazität	Schallgeschwindigkeit
10	-50	92 %	-76 %	(Zweiphasengebiet)	(Zweiphasengebiet)
10	-30	4 %	2 %	1 %	-2 %
10	-10	4 %	2 %	0 %	-2 %
10	10	3 %	2 %	-1 %	-2 %
10	30	3 %	2 %	-1 %	-2 %
10	50	3 %	2 %	-1 %	-2 %
10	70	3 %	2 %	-1 %	-2 %
50	-50	17 %	-14 %	(Zweiphasengebiet)	(Zweiphasengebiet)
50	-30	23 %	-11 %	(Zweiphasengebiet)	(Zweiphasengebiet)
50	-10	44 %	-16 %	(Zweiphasengebiet)	(Zweiphasengebiet)
50	10	84 %	-83 %	19 %	53 %
50	30	8 %	1 %	11 %	-5 %
50	50	6 %	1 %	5 %	-4 %
50	70	5 %	1 %	2 %	-3 %
100	-50	6 %	-13 %	1 %	11 %
100	-30	7 %	-10 %	-2 %	13 %
100	-10	9 %	-8 %	-6 %	17 %
100	10	13 %	-9 %	-20 %	25 %
100	30	31 %	-17 %	-82 %	38 %
100	50	26 %	-7 %	51 %	-8 %
100	70	12 %	-1 %	17 %	-6 %
200	-50	5 %	-12 %	2 %	9 %
200	-30	6 %	-9 %	0 %	10 %
200	-10	7 %	-7 %	-1 %	12 %
200	10	8 %	-6 %	-3 %	13 %
200	30	10 %	-6 %	-5 %	15 %
200	50	13 %	-6 %	-4 %	15 %
200	70	15 %	-5 %	5 %	9 %

Gemischpartner Wasser

Eine besondere Rolle als potentieller Gemischpartner nimmt Wasser ein. Einerseits ist Wasser an vielen Prozessen der verschiedensten CCS-Optionen beteiligt und ist dementsprechend ein häufig anzutreffender Bestandteil von CO₂-Strömen, andererseits hat Wasser die mit Abstand drastischsten Auswirkungen auf die Eigenschaften von CO₂-Gemischen.

Das Vorhandensein von größeren Mengen an Wasser kann (neben der oben beschriebenen Auswirkungen auf die Stoffeigenschaften) zu folgenden Effekten führen:

- Ausbildung einer flüssigen Phase mit gelöster Kohlensäure (siehe auch Kapitel 2.1.2.4),
- Ausbildung einer festen Phase aus Wassereis,
- Ausbildung einer Hydratphase.

Diese Effekte sind mit allen verfügbaren technischen Mitteln zu verhindern, da sie im gesamten Transportsystem zu erheblichen Problemen führen können.

Wasser ist bis zu einem bestimmten Anteil in reinem CO₂ vollständig löslich (keine verbleibenden flüssigen Bestandteile). Die Löslichkeitsgrenze ist abhängig von Druck und Temperatur. Die Löslichkeit in gasförmigem CO₂ sinkt mit steigendem Druck und sinkender Temperatur (Abb. 2.10). Ein Minimum wird an der Phasengrenzkurve erreicht, beim Übergang zum flüssigen CO₂ erfolgt ein sprunghafter Anstieg der Löslichkeitsgrenze. In flüssigem CO₂ löst sich umso mehr H₂O, je höher die Temperatur und der Druck sind [35].

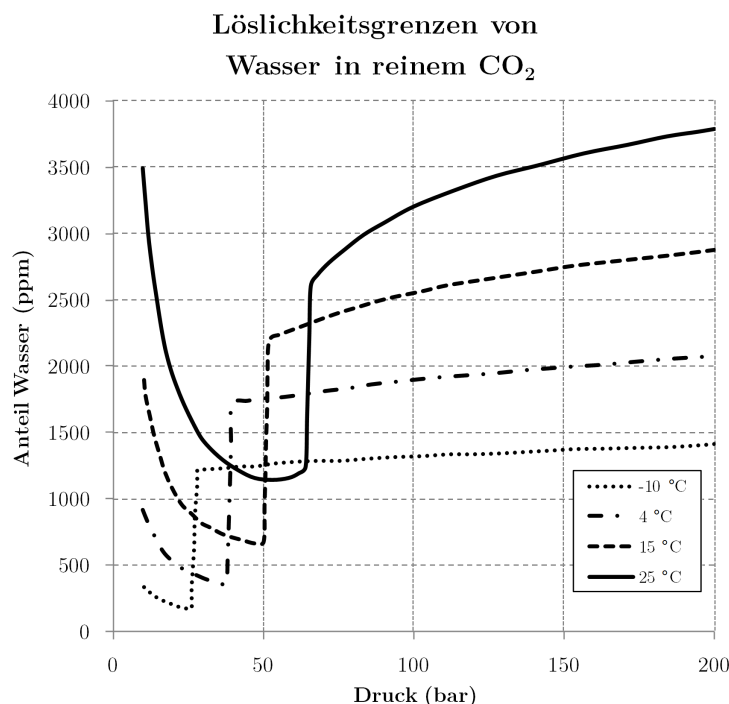


Abb. 2.10 Löslichkeitsgrenzen von Wasser in reinem CO₂ (abgewandelt nach deVisser [35])

Bei niedrigen Temperaturen ist im System H₂O–CO₂ des Weiteren die Ausbildung von festen Phasen möglich. Dies umfasst bei niedrigen Drücken und Temperaturen die Bildung von Wassereiskristallen und bei höheren Drücken und niedrigen Temperaturen die Ausbildung von Hydraten (Feststoff in fußball- bzw. käfigartiger Kristallstruktur) [36].

Die Ausbildung von Hydraten ist zurzeit nur für die Mischung von reinem CO₂ und reinem H₂O ausreichend untersucht. Die genauen Grenzen für die Hydratbildung können sich deshalb bei der Anwesenheit weiterer Gemischpartner noch verschieben [37].

Ein grobes Abbild der Druck-Temperatur-Bereiche, in denen es zur Hydratbildung kommt, ist in Abb. 2.11 ersichtlich. Als Faustregel gilt: Oberhalb von 10 °C ist unabhängig vom Anteil an H₂O im Gemisch keine Hydratbildung zu erwarten.

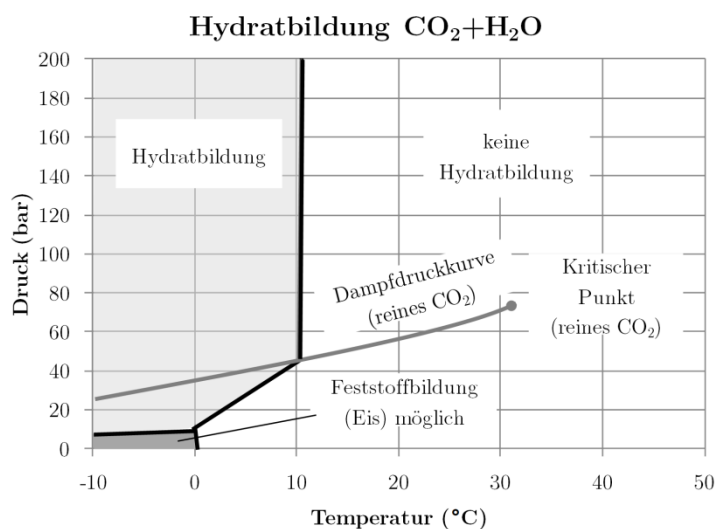


Abb. 2.11 Hydratbildung zwischen Wasser und reinem CO₂ (Abgewandelt nach: [38])

2.1.2.3 Transporteigenschaften

Die Transporteigenschaften von CO₂-Gemischen sind wie alle anderen thermophysikalischen Eigenschaften abhängig von den Eigenschaften der Gemischpartner. Die größten Einflüsse sind durch die Verschiebung der Phasengrenze zu erwarten, da sich hier die Transporteigenschaften sprunghaft ändern. Die Genauigkeit der vorhandenen Daten und Modelle ist deutlich schlechter als bei den thermodynamischen Größen, lediglich das System CO₂-H₂O ist ausreichend untersucht [39].

Generell kann hier, wie bereits weiter oben im Kapitel, nur darauf hingewiesen werden, dass sich die Eigenschaften der Gemische teilweise deutlich von denen der Reinstoffe unterscheiden und für die Berechnung der Transporteigenschaften geeignete Mischungs- und Berechnungsmodelle hinzugezogen werden sollten. Sofern die Möglichkeit besteht, sollte ein zu transportierendes CO₂-Gemisch parallel zu theoretischen Betrachtungen auch experimentell hinsichtlich der tatsächlichen Viskositäten und Wärmeleitfähigen untersucht werden. Dadurch kann bei den bei CCS-Anwendungen zu erwartenden Massen- und Energieströmen sicher gegangen werden, dass nicht aufgrund falscher Annahmen die beteiligten Anlagen und Maschinen falsch ausgelegt werden und entsprechende ökonomische Verluste sowie technische Risiken verzeichnet werden.

2.1.2.4 Chemische Eigenschaften

Im Gegensatz zu reinem CO₂ können CO₂-Gemische im CCS-System chemisch reaktive Eigenschaften aufweisen. Potentielle Auswirkungen sind vereinfacht folgende:

- Reaktion der Gemischpartner untereinander, Bildung neuer Stoffe,
- Reaktion der Gemischpartner mit Materialien der durchströmten Anlagenteile (Korrosion),
- Reaktion der Gemischpartner mit im Speicherhorizont vorhandenen Stoffen.

Die wohl bekannteste Verbindung mit CO₂ ist Kohlensäure. Sie entsteht durch die Reaktion von flüssigem Wasser mit Kohlendioxid:



Dabei lösen sich über 99 % des CO₂ physikalisch im Wasser, nur ein sehr kleiner Teil reagiert zu Kohlensäure. Die entstehende Kohlensäure ist sehr korrosiv. Auch andere Stoffe, insbesondere SO₂, SO₃, NO und NO₂ bilden bei Anwesenheit von freiem Wasser Säuren aus und reagieren dementsprechend korrosiv. Die Korrosionsraten sind sehr hoch (teilweise mehrere mm pro Jahr), zudem bilden sich oft lokale Korrosionsherde, welche dann zu einem schnellen Totalausfall des betroffenen Bauteils führen können [40]. Da die Bildung von Kohlensäure nur bei Anwesenheit von freiem, ungelöstem Wasser erfolgt, ist das CO₂-Gemisch, wo möglich, zu trocknen, bis der Wassergehalt deutlich unter die Löslichkeitsgrenze gefallen ist [41]. Dabei sollte zuerst die minimale Löslichkeitsgrenze des gesamten Transportsystems bestimmt werden und anschließend der gesamte CO₂-Strom auf mindestens diesen Wert getrocknet werden, um eine Kondensation von freiem Wasser und anschließende Kohlensäurebildung in jedem Fall zu vermeiden [34]. Wo ein Kontakt mit freiem Wasser nicht zu vermeiden ist, wie beispielsweise in Gaswäschern, Verdichtern oder Wärmetauschern, müssen alle Anlagenteile in säurefester Ausführung gestaltet werden (Edelstahl, GFK oder ähnliche Materialien).

Im Speicher kommt das CO₂-Gemisch gegebenenfalls mit weiteren reaktiven Stoffen zusammen. Hierbei sind folgende Auswirkungen möglich:

- Reaktion von Gemischbestandteilen und Bildung von Feststoffen,
- Auflösung von mineralischen Bestandteilen des Speicherhorizontes,
- Anregung von biologischen Aktivität im Speicherhorizont mit entsprechender Produktion von weiteren Stoffen [42].

2.1.3 Numerische Berechnung der Eigenschaften von CO₂ und CO₂-Gemischen

Zur Analyse und Berechnung von Prozessen der Abscheidung, der Verdichtung, des Transportes und der Speicherung von CO₂ sind detaillierte Kenntnisse der thermodynamischen Eigenschaften notwendig. Um konsistente und stetige Werte beispielsweise für Dichte oder Dampfdrücke zu erhalten, sind Funktionen zur Beschreibung der Stoffeigenschaften der Fluide notwendig.

Für die technische Anwendung bieten sich verschiedene Ansätze zur Erstellung solcher Funktionen an. Eine einfache, weit verbreitete Gleichung ist die sogenannte Peng-Robinson-Gleichung (PR-Gleichung) [43]:

$$\text{PR-Gleichung: } P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v-b)+b(v-b)} \quad \text{Gl. 2.2}$$

Sie lässt sich aufgrund ihrer einfachen Struktur mit nur zwei Parametern relativ leicht berechnen und anpassen, bietet aber aufgrund dessen auch nur eine begrenzte Genauigkeit, insbesondere auf der Phasengrenzkurve und im Flüssigkeitsgebiet. Sie ist deshalb für numerisch aufwendige Berechnungen geeignet, in denen die Stoffwertberechnung Tausende bis Millionen Male aufgerufen wird, und der durch Nutzung der PR-Gleichung reduzierte Zeitaufwand mit einer geringeren Genauigkeit bezahlt wird.

Für tiefere wissenschaftliche Berechnungen bietet sich die Nutzung von Fundamentalgleichungen an, da sich aus ihnen fast alle weiteren interessierenden Zustandsgrößen durch Kombinationen der Fundamentalgleichung selbst und deren Ableitungen berechnen lassen.

Grundlage ist die Fundamentalgleichung der Thermodynamik [44]:

$$dU = T \cdot dS - p \cdot dV + \mu \cdot dn \quad \text{Gl. 2.3}$$

U: Innere Energie

T: Temperatur

S: Entropie

p: Druck

V: Volumen

μ : chemisches Potential

n: Stoffmenge

Unter Annahme gleichbleibender Stoffmengen ($dn=0$) und Definition der Freien Energie A:

$$dU = T \cdot dS - p \cdot dV \quad \text{Gl. 2.4}$$

$$A \equiv U - T \cdot S \quad \text{Gl. 2.5}$$

ergibt sich die Änderung der Freien Energie in Abhängigkeit von der Änderung der Temperatur und der Änderung des spezifischen Volumens:

$$dA = -S \cdot dT - p \cdot dV \quad \text{Gl. 2.6}$$

Die Nutzung von Gl. 2.6 bietet sich als Grundlage für die Entwicklung von Zustandsgleichungen für Fluide an, da Temperatur und Volumen (bzw. die Dichte) von Fluiden einfach und mit hoher Genauigkeit gemessen werden können und im gesamten fluiden Gebiet (auch im Nassdampfgebiet) eindeutige Werte aufweisen [45].

Zur Nutzung der Gleichung für die Stoffwertberechnung wird die spezifische Freie Energie a in einen Idealgasanteil a^{ig} und einen Realgasanteil a^r getrennt:

$$a = a^{ig} + a^r \quad \text{Gl. 2.7}$$

Temperatur und Dichte gehen dimensionslos/normiert (als δ, τ , zumeist mit den Werten am kritischen Punkt) in die Gleichung ein:

$$\delta = \frac{\rho}{\rho_c}, \quad \tau = \frac{T_c}{T} \quad \text{Gl. 2.8}$$

Die allgemeine Gleichung für die Fundamentalgleichung in Abhängigkeit von Temperatur und Dichte lautet dann (R: Gaskonstante):

$$\frac{a(T, \rho)}{RT} = \frac{a^{ig}(T, \rho) + a^r(T, \rho)}{RT} = \alpha(\tau, \delta) = \alpha^{ig}(\tau, \delta) + \alpha^r(\tau, \delta) \quad \text{Gl. 2.9}$$

Die Ideal- und Realgasanteile der freien Energie werden dabei jeweils aus empirisch bestimmten Gleichungen (z. B. Polynomtermen) gebildet und mithilfe umfangreicher hochgenauer Messwerte gefittet [45].

Für die Berechnung einzelner Zustandsgrößen müssen dann jeweils nur die Ableitungen der Fundamentalgleichung kombiniert werden. Für die Berechnung der spezifischen Enthalpie h sieht die Rechenvorschrift beispielsweise folgendermaßen aus:

$$h(\rho, T) = - \left(\frac{\partial a}{\partial T} \right)_v \quad \text{Gl. 2.10}$$

$$p(\delta, \tau) = R \cdot \frac{T_c}{\tau} \left(1 + \tau \left(\alpha_\tau^{\text{ig}} + \alpha_\tau^r \right) \delta \cdot \alpha_\delta^r \right) \quad \text{Gl. 2.11}$$

In ähnlicher Weise können alle Zustandsgrößen berechnet werden. Diese Vorgehensweise hat den Vorteil, dass alle Ergebnisse zueinander konsistent sind und die Genauigkeit in Abhängigkeit vom Umfang der gewählten empirischen Gleichungen sowie der Qualität der zugrunde liegenden Messdaten teilweise deutlich unter 1 % relativem Fehler liegen [45].

Die Berechnung von Stoffeigenschaften für Gemische kann analog betrachtet werden. Der Unterschied zur Berechnung von reinen Stoffen ist die Einführung von Mischungstermen und entsprechenden Mischungskoeffizienten für binäre Gemische [45], [46]. Die Fundamentalgleichung für Gemische der molaren Zusammensetzung \bar{x} wird wie folgt gebildet:

$$\frac{a_M(T, \rho, \bar{x})}{RT} = \frac{a_M^{\text{ig}}(T, \rho, \bar{x}) + a_M^r(T, \rho, \bar{x})}{RT} = \alpha(\tau, \delta, \bar{x}) = \alpha^{\text{ig}}(\tau, \delta, \bar{x}) + \alpha^r(\tau, \delta, \bar{x}) \quad \text{Gl. 2.12}$$

a_M : freie Energie der Mischung

Der Idealgasanteil des Gemisches setzt sich zusammen aus den Idealgasanteilen der Einzelkomponenten i (Anzahl der Einzelkomponenten: n):

$$\alpha^{\text{ig}}(\tau, \delta, \bar{x}) = \sum_{i=1}^n x_i \left[\alpha_i^{\text{ig}}(\tau, \delta) + \ln x_i \right] \quad \text{Gl. 2.13}$$

Der Realgasanteil setzt sich zusammen aus den Realgasanteilen der Einzelkomponenten und der sogenannten Departure-Funktion $\Delta\alpha_r(\tau, \delta, \bar{x})$, welche zusätzlich von der Zusammensetzung des gesamten Gemisches abhängt:

$$\alpha^r(\tau, \delta, \bar{x}) = \sum_{i=1}^n x_i \alpha_i^r(\tau, \delta) + \Delta\alpha_r(\tau, \delta, \bar{x}) \quad \text{Gl. 2.14}$$

Diese Departure-Funktion hat im Gegensatz zu den Anteilen der einzelnen Fluide nur eine untergeordnete Auswirkung und wird aufgrund dessen und der aufwendigen Bestimmung nur selten für Gemische mit mehr als zwei Gemischpartnern aufgestellt, wenn nicht sehr hohe Anforderungen an die Genauigkeit gestellt werden. Eine mögliche Form der Departure-Funktion sähe wie folgt aus [46]:

$$\Delta\alpha_r(\tau, \delta, \bar{x}) = \sum_{i=1}^{n-1} \sum_{j=i+1}^n x_i x_j F_{ij} \alpha_{ij}^r(\tau, \delta) \quad \text{Gl. 2.15}$$

Wobei F_{ij} ein binärer Parameter ist und $\alpha_{ij}^r(\tau, \delta)$ zumeist aus binären Polynom- und Exponentialtermen gebildet wird.

Die Bildung der dimensionslosen Dichte und der dimensionslosen Temperatur erfolgt nach:

$$\delta = \frac{\rho}{\rho_r}, \quad \tau = \frac{T_r}{T} \quad \text{Gl. 2.16}$$

Die Dichte und Temperatur, mit denen normiert wird, sind selbst abhängig von der Gemischzusammensetzung:

$$\rho_r = \rho_r(\bar{x}), \quad T_r = T_r(\bar{x}) \quad \text{Gl. 2.17}$$

Die Funktionen $\rho_r(\bar{x})$ und $T_r(\bar{x})$ bauen dabei zumeist auf linearen oder quadratischen Mischungsregeln auf, welche über Parameter die Mischung der beiden Stoffe beschreiben. Jedem möglichen Mischungspaar (Stoff i und Stoff j mit $j \neq i$) wird dabei ein oder mehrere binäre Mischungsparameter β_{ij}, γ_{ij} zugeordnet, welche die Abweichungen der Eigenschaften des realen Gemisches von der idealen Mischung beschreiben.

Eine mögliche Form der Mischungsregeln lautet wie folgt [46]:

$$\frac{1}{\rho_r(\bar{x})} = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j \beta_{v,ij} \gamma_{v,ij} \frac{x_i + x_j}{\beta_{v,ij}^2 x_i + x_j} \frac{1}{8} \left(\frac{1}{\rho_{c,i}^{1/3}} + \frac{1}{\rho_{c,j}^{1/3}} \right)^3 \quad \text{Gl. 2.18}$$

$$T_r(\bar{x}) = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j \beta_{T,ij} \gamma_{T,ij} \frac{x_i + x_j}{\beta_{T,ij}^2 x_i + x_j} \sqrt{T_{c,i} \cdot T_{c,j}} \quad \text{Gl. 2.19}$$

Die hier vorgestellten Gleichungen können nur einen Ausschnitt der grundlegenden Berechnung der Gemischeigenschaften darstellen. Für eine tiefergehende Beschreibung sei auf die Werke von Span [45] und Kunz [47] verwiesen, die das Thema umfassend behandeln.

Je komplexer die Gleichung für den Reinstoff oder das Gemisch aufgebaut ist, desto besser kann sie die extremen Bereiche des Zustandsgebietes abdecken (Phasengrenze, kritischer Punkt, Flüssigkeitsbereich). Ein Nachteil der hier beschriebenen Gleichungsformen besteht allerdings in den erhöhten Anforderungen an Rechenkapazitäten und Rechenzeit. Die aufgrund der hohen Komplexität im Vergleich zu einfacheren Gleichungen (PR-Gleichung) deutlich erhöhte Rechenzeit kann zu Problemen führen, wenn diese in iterativen Berechnungen (beispielsweise CFD) genutzt werden. Diese Probleme treten jedoch erst ab einer gewissen Größe der zu untersuchenden Modelle und hauptsächlich bei dynamischen Berechnungen auf. Normale Auslegungsrechnungen oder quasistatische Berechnungen sind nicht betroffen. Für sämtliche Berechnungen hinsichtlich thermischer Prozesse mit CO₂ wird deshalb empfohlen, solche hochgenauen Zustandsgleichungen zu nutzen, insofern es der Rechenaufwand erlaubt.

2.1.3.1 Reines CO₂

Die in dieser Arbeit zur Berechnung aller Stoffeigenschaften von reinem CO₂ genutzte Zustandsgleichung wurde 1996 von Roland Span und Wolfgang Wagner aufgestellt [18]. Sie wird allgemein als Span/Wagner-Gleichung bezeichnet. Sie baut auf umfangreichen experimentellen Daten auf und bietet eine sehr hohe Genauigkeit im gesamten fluiden Zustandsgebiet. In für den Pipelinetransport interessanten Druck/Temperatur-Bereichen beträgt der relative Fehler 0,03–0,05 % für die Dichte und 0,015–2 % für die isobare Wärmekapazität. Weitere, für reines CO₂ aufgestellte Zustandsgleichungen wie beispielsweise von Sterner und Pitzer [48], Yokozeki [49] oder Abwandlungen der Peng-Robinson Gleichung [43] erreichen zumeist nicht die hohe Genauigkeit der Span/Wagner-Gleichung oder sind nur in einem sehr begrenzten Druck-Temperatur-Bereich anwendbar. Diese Gleichungen werden meist nur angewandt, wenn es auf hohe Rechengeschwindigkeit (beispielsweise in CFD-Anwendungen) ankommt.

Die Span/Wagner-Gleichung wurde bereits für die verschiedensten Anwendungsfälle in viele Programme implementiert. In dieser Arbeit wird die Implementierung über eine DLL und ein entsprechendes Add-In in Excel (FluidEXL Graphics) [19], [20] sowie durch Anbindung der DLL an MATLAB [50] verwendet.

In OLGA [51] (siehe Kapitel 2.3) wird zur Erstellung von Stoffwerttabellen ebenfalls die Span/Wagner-Gleichung als Grundlage genommen.

Für die Berechnung der Transporteigenschaften (im Falle von Wärmeübergangs- und Transportprozessen hauptsächlich Viskosität sowie Wärmeleitfähigkeit) können die im vorigen Kapitel beschriebene Fundamentalgleichungen leider nicht genutzt werden. Für sie werden separate Gleichungen genutzt. Im Falle der Wärmeleitfähigkeit ist dies die Gleichung nach Vesovic und Wakeham et al. [22] und im Falle der Viskosität die Gleichung nach Feghhour, Wakeham und Vesovic [21]. Diese sind ebenfalls in FluidEXL Graphics implementiert.

2.1.3.2 CO₂-Gemische

Die jüngste, neu entwickelte und sehr umfangreiche Zustandsgleichung für Gemische von Erdgasen und anderen wurde von Kunz entwickelt [47], [52], [46]. Die als GERG2008 (nachfolgend nur als GERG bezeichnet) bekannte Gleichung umfasst 21 Gemischpartner und gilt als Referenzgleichung für die Berechnung von Erdgasen.

Aufgrund Ihrer Struktur weist sie im Vergleich zu stoffspezifischen Gleichungen eine etwas verringerte Genauigkeit auf, dies wird jedoch durch die Vorteile der Möglichkeit, Gemische zu berechnen mehr als aufgewogen.

Nachfolgend werden die für CCS-Anwendungen interessanten Gemischpartner der GERG-Gleichung aufgeführt: CO₂, H₂O, N₂, O₂, Ar, CH₄, H₂, CO, H₂S. Lediglich SO₂ fehlt, um auch Verbrennungsprodukte und Rauchgasreinigung von schwefelreichen Kohlen abzudecken. NO und NO₂ sind ebenfalls nicht enthalten, haben aber aufgrund ihrer geringen Anteile im Rauchgas nur einen geringen Einfluss auf thermodynamische Berechnungen.

Weitere benachbarte Einsatzgebiete der GERG-Gleichung sind in Abb. 2.12 zusammengefasst dargestellt.

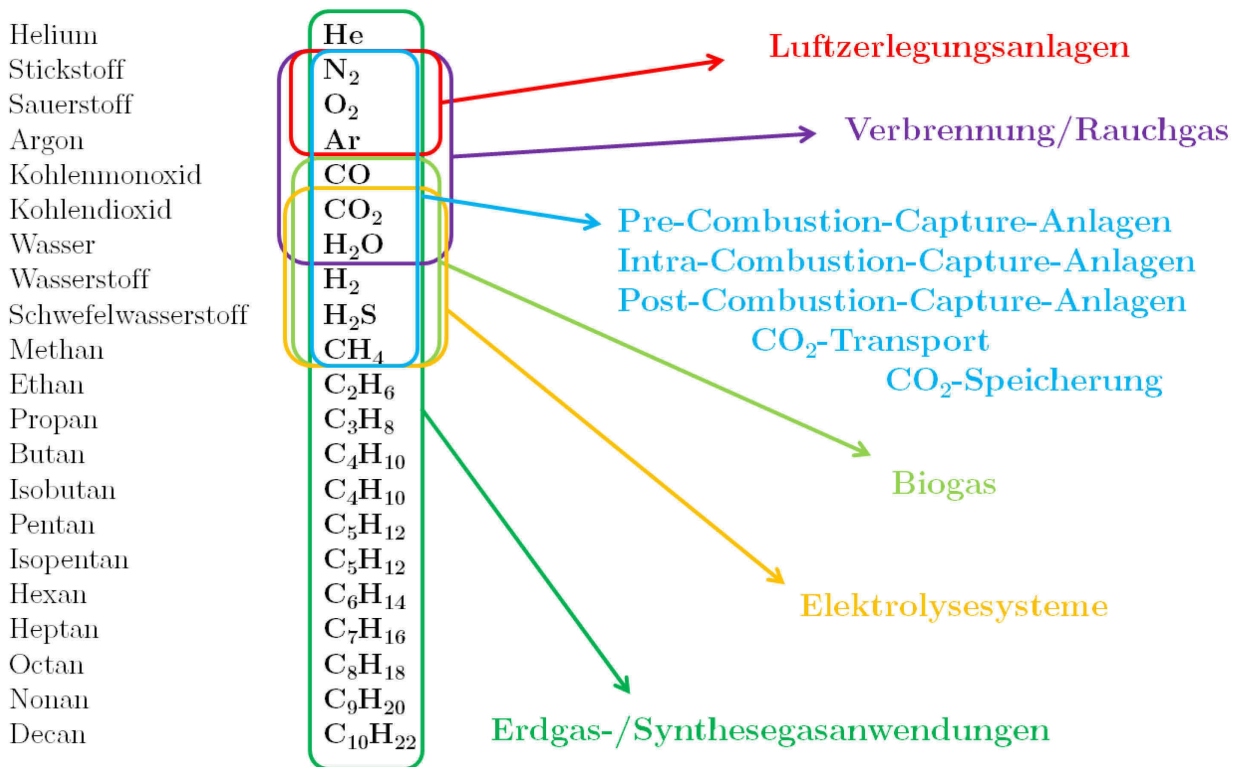


Abb. 2.12 Optionen zur Nutzung der GERG2008 bei der Prozessberechnung

Die GERG-Gleichung ist prinzipiell gültig in einem Bereich von -183 °C bis 176 °C und für Drücke kleiner/gleich 350 bar, der erweiterte Gültigkeitsbereich erstreckt sich von -213 °C bis 426 °C und Drücke bis zu 700 bar. Sie erreicht für typische Erdgase eine sehr hohe Genauigkeit von etwa 0,1 % bis 0,3 % Abweichung in der Dichte sowie in etwa 0,5 % bis 1 % Abweichungen bei der Enthalpie. Die Höhe der Abweichungen ist abhängig von den in der Mischung enthaltenen Stoffen (Unterschiede bezüglich der Lage des kritischen Punktes), von der Anzahl und den Anteilen dieser Stoffe und deren zugrunde liegenden Messdaten bzw. Zustandsgleichungen. Für ungewöhnliche Mischungen können die Abweichungen dann auch mehrere Prozent betragen [52].

Zur Untersuchung der Eignung der GERG-Gleichung zur Berechnung von CCS-Prozessen mit CO₂ als Hauptgemischpartner wurden verschiedene Vergleichsrechnungen durchgeführt. Abb. 2.13 bis Abb. 2.15 zeigen die Abweichungen der GERG-Gleichung [52] im Vergleich zur Gleichung von Span/Wagner [18] für reines CO₂. Die Unterschiede in den Ergebnissen sind sehr gering, sodass man auch für die Berechnung von reinem CO₂ auf die GERG-Gleichung zurückgreifen kann, ohne Gefahr zu laufen, große Fehler bei der Stoffwertberechnung zu machen.

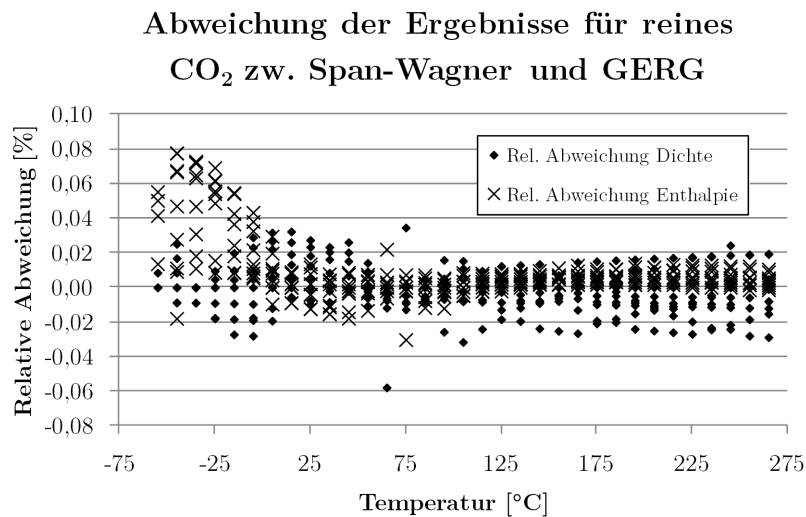


Abb. 2.13 Relative Abweichung der Ergebnisse der GERG2008-Gleichung im Vergleich zur Gleichung von Span und Wagner für Drücke zwischen 1 und 300 bar

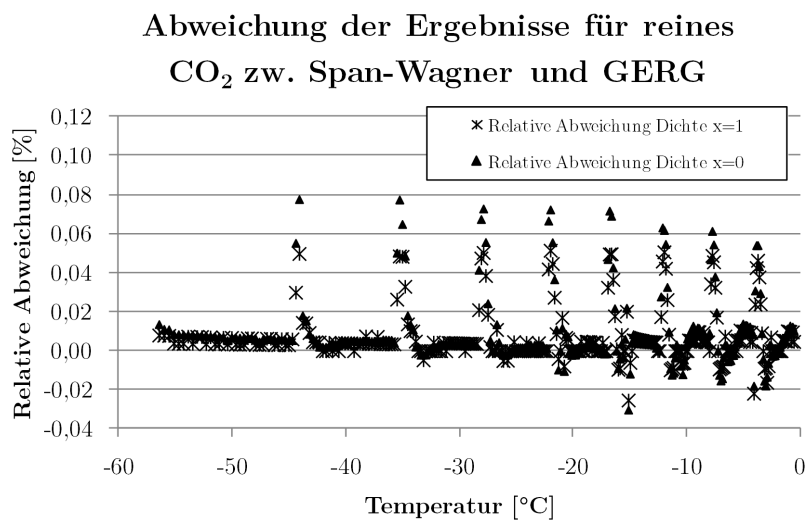


Abb. 2.14 Relative Abweichung der Ergebnisse der GERG-Gleichung im Vergleich zur Gleichung von Span und Wagner für die Siede- und die Taulinie

Die GERG-Gleichung ist grundsätzlich auch zur Berechnung von CO₂-Gemischen geeignet. Folgende Abbildung zeigt die Abweichungen der Dichteberechnung der GERG-Gleichung zu experimentellen Daten für zwei CO₂-reiche Gemische bei Drücken zwischen 22 bar und 350 bar:

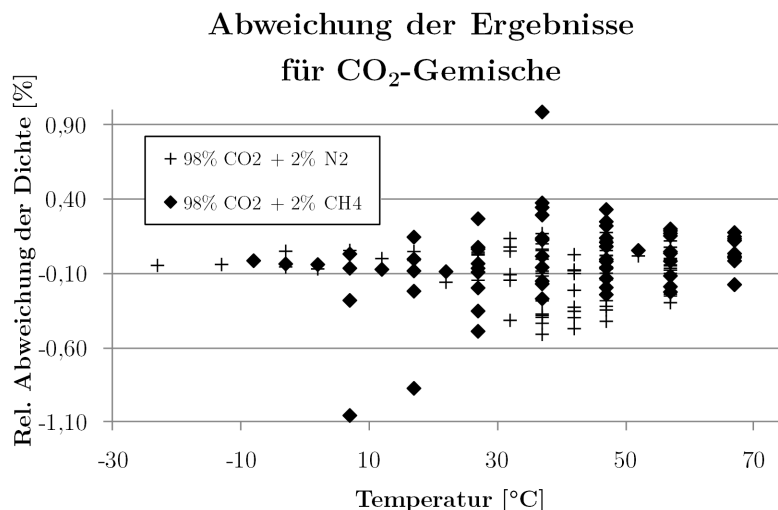


Abb. 2.15 Relative Abweichung der Ergebnisse der GERG-Gleichung im Vergleich zu experimentellen Daten von [53], [54]

Wie zu erkennen ist, sind die Abweichungen höher als bei Reinstoffen, insgesamt sind die Fehler jedoch gering und für die technische Auslegungsrechnung akzeptabel.

Umfassendere Untersuchungen zur Eignung der GERG-Gleichung für die Berechnung von CO₂-Gemischen wurden von Li et al. [55], Wilhelmsen et al. [56] und Mazzoccoli [57] durchgeführt, jeweils mit dem Ergebnis, dass die Gleichung im einphasigen Bereich insgesamt gute Ergebnisse liefert, insbesondere im Vergleich zu sonstigen frei verfügbaren Gleichungen wie Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong und ähnlichen. Die festgestellten Fehler lagen in diesen Gebieten durchweg im niedrigen einstelligen Prozentbereich, zumeist deutlich darunter.

Größere Abweichungen der GERG-Gleichung sind bei der Berechnung von Phasengleichgewichten mit Sauerstoff als Gemischpartner zu erwarten, da bei der Erstellung der binären Mischungskoeffizienten bzw. Mischungsgleichungen im Gegensatz zu anderen Stoffen nicht auf Messwerte zurückgegriffen werden konnte. Wilhelmsen et al. [56] berichten hier von Abweichungen bis 23,7 % im Bereich der Berechnung der Phasengrenzkurven.

Diese extremen Fehler entstehen jedoch hauptsächlich bei Gemischen mit großen Anteilen an Sauerstoff und ausschließlich im Zweiphasengebiet, für die typischen Zusammensetzungen von CO₂-Gemischen beim Pipeline-Transport fallen diese Abweichungen nicht ins Gewicht [57].

Für die Berechnung von Viskositäten und Wärmeleitfähigkeiten stehen leider keine derart umfangreichen angepassten Gleichungen zur Verfügung. Es werden zumeist allgemeine Gemischmodelle verwendet, welche prinzipiell für alle möglichen Mischungen funktionieren, im Einzelfall jedoch größere Abweichungen im Bereich mehrerer Prozent aufweisen können [58].

In dieser Arbeit werden für die Berechnung der Transporteigenschaften von Mischungen die in REFPROP [59] implementierten Standardmischungsregeln, basierend auf Klein et al. [60] angewendet.

2.1.4 CO₂-Quellen und Verwendung

CO₂ ist Bestandteil diverser natürlicher Kreisläufe. Als Produkt einer Vielzahl von Prozessen wie zum Beispiel: Zellatmung und Vergärung sowie als grundlegender Ausgangsstoff der Photosynthese stellt Kohlendioxid einen wichtigen Bestandteil des Lebens auf der Erde dar.

In Bezug auf die Klimarelevanz des Treibhausgases CO₂ werden die natürlichen Vorkommen und Emissionen jedoch ignoriert, lediglich die Mengen CO₂, welche durch anthropogene Aktivitäten zusätzlich emittiert werden, werden als potentiell schädlich eingestuft.

2.1.4.1 Natürliche Vorkommen

CO₂ findet sich weltweit in großen Mengen sowohl in der Atmosphäre, in sämtlichen Wasserkörpern und auch in allen Erd- und Gesteinsschichten. Der relative Anteil des CO₂ ist jedoch sehr gering und bewegt sich im Bereich von ppm bis hin zu wenigen Prozent. Atmosphäre und Ozean agieren hierbei als eine Art Puffer oder Zwischenspeicher für den natürlichen CO₂-Kreislauf aus Photosynthese und allen weiteren Arten der natürlichen CO₂-Emission (Atmung, Vergärung, Verbrennungsvorgänge etc.).

Eine langfristige Bindung (Größenordnung: Millionen Jahre) des CO₂ erfolgt hauptsächlich durch Sedimentation und Mineralisierung karbonathaltiger Lebewesen (beispielsweise Muscheln, Korallen und sonstiger ozeanischer Kleinstlebewesen) sowie durch die (sauerstofffreie) Ablagerung kohlenstoffhaltiger Lebewesen und anschließender Inkohlung bzw. (in Abhängigkeit von den Druck- und Temperaturverhältnissen in der Sedimentschicht) der Wandlung zu Erdöl/Erdgas oder anderen organischen Verbindungen [61].

Natürliche Vorkommen von CO₂ in höheren Konzentrationen findet man dementsprechend in Mineralquellen, als Begleiterscheinung vulkanischer Aktivitäten und in Lagerstätten fossiler Brennstoffe.

2.1.4.2 Anthropogene Quellen

CO₂ ist ein Nebenprodukt vieler Industrieprozesse. In für CCS-Anwendungen relevanten Größenordnungen fällt CO₂ in der Zementproduktion, der Hüttenindustrie bzw. bei der Stahlerzeugung, in Raffinerien, bei der Aufbereitung von Erdgas, in geringerem Maße in der chemischen Industrie und vor allem in Kraftwerken an.

Zementproduktion

Bei der Zementproduktion entsteht CO₂ beim Brennvorgang aus den kalkhaltigen Bestandteilen des Zementes ($\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$) sowie durch die Nutzung fossiler Brennstoffe zur Beheizung der Brennöfen und Energieversorgung des Werkes.

Dabei verteilt sich die Emission von CO₂ etwa zu 45 % auf eine prozessbedingte Freisetzung und zu 55 % auf die Nutzung fossiler Brennstoffe [62].

Pro Tonne Zementklinker (Zwischenprodukt) werden in etwa 620 bis 760 kg CO₂ freigesetzt [63]. Die Zusammensetzung der emittierten Rauchgase eines Zementwerkes hängt ab von der Prozessführung, den verwendeten Rohstoffen und dem Brennstoff. Typische Emissionen pro Werk liegen im Bereich von 0,2 bis 10 (20) Mio. t CO₂ pro Jahr [62], die Zusammensetzung zeigt folgende Tabelle:

Tab. 2.5: Typische Emissionen Zementwerk

Stoff	Anteil	Einheit	Quelle
CO ₂	28-33	m.-%	[64], [65]
H ₂ O	8	m.-%	[64]
N ₂	58-62	m.-%	[64], [65]
O ₂	1-8	m.-%	[64], [65]
Ar	1	m.-%	[64]
SO _x , NO _x , NH ₃	0-1	m.-%	[64]

Eisen-/Stahlproduktion

Bei der Produktion von Stahl entsteht CO₂ hauptsächlich bei der Reduktion des Erzes zu Roheisen, bei der Oxidation des überschüssigen Kohlenstoffes bei der Stahlerzeugung und bei der Nutzung von fossilen Energieträgern zur Stromerzeugung. Je nach Produktionsart werden zwischen 0,4 t CO₂/t Rohstahl (Elektroofen) und 2,5 t CO₂/t Rohstahl emittiert (kohlebasierte direkte Eisenreduktion) [66].

Tab. 2.6: Typische Emissionen Eisenhütte/Stahlwerk [67], [68]

Stoff	Anteil	Einheit
CO ₂	7-23	Vol.-%
H ₂ O	2-21	Vol.-%
N ₂	13-70	Vol.-%
O ₂	0-2	Vol.-%
CO	0-70	Vol.-%
SO _x , NO _x , NH ₃	20-300	mg/m ³

Chemische Industrie

In der chemischen Industrie fällt CO₂ als Zwischen- oder Endprodukt an. Dabei werden etwa 4 % der globalen CO₂-Emissionen verursacht [69]. Die Menge der Emissionen liegt damit deutlich unter anderen Prozessen, wodurch sich die Implementierung von CCS nur für große Chemieparks als Quelle lohnt. Dennoch ist der Aufwand für Transport und Speicherung immer noch so hoch, dass die CCS-Option wahrscheinlich erst nach Errichtung eines CO₂-Verbundtransportnetzes wirtschaftlich umsetzbar ist.

Erdöl-/Erdgasförderung

Bei der Förderung und der Aufbereitung von Erdöl und Erdgas werden weltweit etwa 3,1 % der CO₂-Emissionen verursacht [8]. Insbesondere in den USA, Kanada und Norwegen wird bei der Aufbereitung entstehendes CO₂-reiches Gas zum Enhanced Oil Recovery (EOR) genutzt bzw. zur Vermeidung von Emissionssteuern unterirdisch gespeichert. Teilweise wird CO₂ im Rahmen des Acid Gas Removal (Abscheidung von H₂S) mit abgeschieden und unterirdisch deponiert [70].

Land-/Forstwirtschaft, Transport/Verkehr

Die Emissionen der Land- und Forstwirtschaft sowie des Transport- und Verkehrssektors sind geprägt durch dezentrale, flächige Emissionen von CO₂ in geringer Konzentration. Hier ist eine Minderung der Emissionen nur durch Technologiewechsel, Effizienzsteigerung oder komplettes Einstellen der verursachenden Aktivitäten möglich. CCS wird in diesen Wirtschaftszweigen mittel- und langfristig keine Rolle spielen.

Fossile Kraftwerke, Wärme

Der Großteil der CO₂-Emissionen weltweit wird durch die Bereitstellung von Strom und Wärme unter Nutzung fossiler Energieträger verursacht. Insbesondere im Stromsektor mit vielen größeren Kraftwerken (in Deutschland etwa 200 fossil gefeuerte Kraftwerke über 100 MW Bruttoleistung [71], [72]) werden die Emissionen zentral in großen Mengen erzeugt. Hier bietet sich der Einsatz der CCS-Technologie zur Emissionsminderung an (siehe Kapitel 2.2.1).

2.1.4.3 Verwendung von CO₂

CO₂ findet in der Industrie vielfältige Anwendung. Abgesehen von wenigen Ausnahmen wird das CO₂ technisch erzeugt, um bestimmten Anforderungen an die Reinheit (technisch, lebensmitteltauglich) zu genügen.

Zu den Anwendungsgebieten von CO₂ zählen (Auswahl):

- Kohlensäure in der Lebensmittelindustrie (Getränke)
- Arbeitsfluid in Klimaanlage oder Wärmepumpen (R-744)
- Kühlung bei Transport/Lagerung (in Form von Trockeneis)
- Lösungsmittel zur Extraktion und Reinigungsmittel (in überkritischem Zustand bspw. zur Entkoffeinierung von Kaffee)
- Einsatz als Brandbekämpfungsmittel in Feuerlöschern
- Einsatz zur Erhöhung der Biomasseproduktivität in Gewächshäusern

Während die Einsatzmöglichkeiten vielfältig sind, werden jeweils nur geringe Mengen CO₂ (im Vergleich zu den emittierten Massenströmen) benötigt. Ein teilweiser Ersatz des technisch erzeugten CO₂ durch CO₂ aus CCS-Prozessen ist denkbar, würde jedoch in Summe die CO₂-Emissionen nur unwesentlich verringern.

2.2 Grundlagen CCS-Technik

Unter CCS (Carbon dioxide Capture and Storage) versteht man die Abscheidung, den Transport und die dauerhafte Speicherung von Kohlendioxid mit dem Ziel, die bei verschiedenen Prozessen üblicherweise stattfindende Emission von CO₂ in die Atmosphäre zu verhindern. Dabei ist CCS nicht eine einzelne Technik um die CO₂-Emissionen zu verhindern, sondern eine Vielzahl an verschiedenen Techniken, welche teilweise miteinander kombiniert werden, um das Ziel der Emissionsreduktion zu erreichen.

Man kann CCS grob untergliedern in: Abscheide- und Aufbereitungsprozesse, Transportprozesse und Prozesse der Speicherung. CCS-Technologien lassen sich prinzipiell auf alle Prozesse anwenden, bei denen CO₂ emittiert wird, aber auch auf die Atmosphäre selbst, indem beispielsweise durch Luftwäschanlagen das CO₂ der Umgebungsluft abgetrennt und anschließend dauerhaft gespeichert wird.

In dieser Arbeit sollen aber ausschließlich solche Prozesse betrachtet werden, die eine eindeutige, stationäre CO₂-Quelle, hohe CO₂-Konzentrationen und CO₂-Massenströme aufweisen sowie den kompletten Pfad von der Abtrennung über den Transport bis zur Speicherung abdecken.

Dies engt den Kreis der zu betrachtenden Anlagen deutlich ein. Es bleiben letztendlich nur Kraftwerke, große Zement- oder Stahlwerke, sehr große Chemiewerke und Anlagen der erdöl- und erdgasverarbeitenden Industrie übrig. Die Stahl-, Zement- und Chemieindustrie wird aufgrund der relativ geringen Massenströme in dieser Arbeit nur qualitativ betrachtet. Diese Anlagen werden zukünftig erst CCS anwenden, wenn die Technologie ausreichend erprobt ist und eine entsprechende Transportinfrastruktur aufgebaut ist. Die Öl- und Gasindustrie wendet CCS oder CCS-ähnliche Technologien schon länger an, jedoch mit zumeist anderen Zielstellungen (Förderquotenerhöhung), weshalb sie in dieser Arbeit nur vergleichend betrachtet werden soll.

2.2.1 CCS-Kraftwerke

Da fossil gefeuerte Kraftwerke, insbesondere Kohlekraftwerke, einen großen Anteil der CO₂-Emissionen verursachen und gleichzeitig auch die größten spezifischen Emissionen pro Anlage verzeichnen, werden in naher Zukunft an diesen Anlagen die ersten großtechnischen Projekte gestartet werden, um CO₂ direkt am Ort der Entstehung abzuscheiden. Ende 2014 erfolgte die Inbetriebnahme des ersten kommerziell betriebenen CCS-Kraftwerkes in Kanada, das *Boundary Dam Integrated Carbon Capture and Sequestration Demonstration Project* von SaskPower [73], siehe dazu auch Kapitel 2.2.7.

Bei den derzeit betriebenen konventionellen Kohlekraftwerken wird der Brennstoff, zumeist Kohlestaub (im Prozess erzeugt), mit Umgebungsluft verbrannt. Die anderen Brennstoffbestandteile reagieren ebenfalls mit dem Luftsauerstoff und bilden das Abgas oder Rauchgas. Das CO₂ macht dabei je nach Brennstoff einen Anteil von etwa 13–15 % aus, weitere Bestandteile sind Stickstoff (aus der Umgebungsluft, ca. 70 %), Wasserdampf (7–15 %), Sauerstoff (1–2 %) sowie weitere Reaktionsprodukte wie Schwefeldioxid, Stickoxide, Kohlenmonoxid u. a., die teilweise bereits heute in verschiedenen Rauchgasnachbehandlungsanlagen abgeschieden werden.

Ziel der CO₂-Abscheidetechnologien an Kraftwerken ist es, durch geeignete Änderungen der Prozessführung oder durch die Einführung von zusätzlichen Anlagen die Emission von CO₂ in die Atmosphäre so weit wie möglich zu verhindern und das abgeschiedene CO₂ mit möglichst wenigen Verunreinigungen für nachfolgende Reinigungs- und Transportprozesse zur Verfügung zu stellen.

Nachfolgend soll insbesondere die Post-Combustion-Technologie dargestellt werden, da diese auf bekannten und seit langem eingesetzten Prozessen und Apparaten aufbaut, gute Wirkungsgradverläufe aufzeigt und einen CO₂-Strom mit sehr hoher Reinheit produziert. Die Konkurrenztechnologien Oxyfuel und Pre-Combustion werden im Anhang II dargestellt.

2.2.1.1 Post-Combustion Capture

Die technisch einfachste Möglichkeit zur CO₂-Abscheidung bieten Post-Combustion-Capture-Techniken. Dabei wird das Kraftwerk an sich mit konventioneller Technik betrieben, es folgt lediglich eine weitere Stufe der Rauchgasnachbehandlung, in welcher das Kohlendioxid abgeschieden wird (*Post-Combustion-Capture*: Abscheidung nach der Verbrennung).

Zur Rauchgasnachbehandlung kommen unter anderem folgende Technologien in Frage: Adsorption oder Absorption mit Druck- oder Temperaturwechsel, Membrantechnologien, physikalische oder chemische Wäsche-technologien. Von diesen Technologien haben sich bis heute nur die letzteren durchgesetzt und werden in Form von Gaswäschanlagen (*gas scrubbing units*) weltweit betrieben. Eine Auswahl an weiteren Technologien ist in Kapitel 2.2.1.2 beschrieben.

Die Rauchgaswäsche zur CO₂-Abscheidung nutzt das unterschiedliche Absorptionsvermögen eines Lösungsmittels (in Bezug auf CO₂) unter wechselnden Temperaturen (und Drücken). Das Rauchgas wird bei geringen Temperaturen von etwa 40 °C (und leicht erhöhten Drücken) in einem Absorberturm mit dem Lösungsmittel im Gegenstrom in Kontakt gebracht.

Als Lösungsmittel kommen unter anderem folgende Stoffe oder Stoffgemische in Frage, wobei derzeit der Einsatz von MEA oder DEA am häufigsten diskutiert wird:

Tab. 2.7: Lösungsmittel Post-Combustion

Bezeichnung	Stoff(e)	Quelle
MEA	Monoethanolamin+H ₂ O	[74]
DEA	Diethanolamin+H ₂ O	[74]
XEA	Diverse weitere Aminlösungen	[74]
Selexol	DMPEG: Polyethylen-Glycol-Dimethyl-Ether	[75], [76]
Rectisol	Methanol	[75], [76]
Purisol	NMP: N-Methyl-2-Pyrrolidone	[75], [76]
Fluor	PC (Propylen Carbonat)	[75], [76]
Chilled Ammonia	NH ₃ +H ₂ O	[77]
KCL	Kaliumchlorid+Wasser	[78]
KOH	Kaliumhydroxid+Wasser	[78]

Ein Prozessschema der Rauchgaswäsche ist in Abb. 2.16 für MEA dargestellt. Das im Rauchgas enthaltene CO₂ wird selektiv absorbiert und im flüssigen Lösungsmittel angereichert. Das verbleibende Restgas ist CO₂-arm und wird als Abgas über den Kühlturm des Kraftwerkes abgegeben. Das CO₂-reiche Lösungsmittel wird über einen Wärmeübertrager aufgeheizt und im Desorberturm verteilt. Im Desorberturm wird das CO₂-reiche Lösungsmittel umgewälzt und mittels Dampf (zumeist aus Anzapfungen der MD-Turbine des Kraftwerkes) extern auf etwa 100–120 °C erhitzt. Durch die nun erhöhte Temperatur sinkt die Löslichkeit des CO₂ und es kommt zum Entgasen von CO₂ [79].

Das ausgetriebene CO_2 enthält verdampftes Wasser aus dem Lösungsmittel (in der Regel bis zum Sättigungszustand). Das Wasser kann in weiteren Stufen beispielsweise durch Kondensation entfernt werden. Durch die Selektivität des Lösungsmittels tritt nahezu ausschließlich CO_2 in Lösung über, sodass im Desorber nahezu reines CO_2 ausgetrieben wird. Die entgaste Waschlösung kann abgekühlt wieder dem Absorber zugeführt werden und steht für den nächsten Zyklus bereit.

Mit dieser Technik können je nach Anlagengestaltung und umgewälzter Waschmittelmenge etwa 70 bis 90 % des im Rauchgas enthaltenen CO_2 abgeschieden werden. Einschränkungen für den Prozess bestehen aber seitens der Verunreinigungen, die sich neben CO_2 im Rauchgas befinden. So werden die verwendeten Lösungsmittel zum Teil von Sauerstoff [80], Schwefelverbindungen [81] und anderen Bestandteilen abgebaut und dadurch für die CO_2 -Absorption unbrauchbar gemacht, weshalb ein Teil dieser Substanzen ständig ersetzt werden muss.

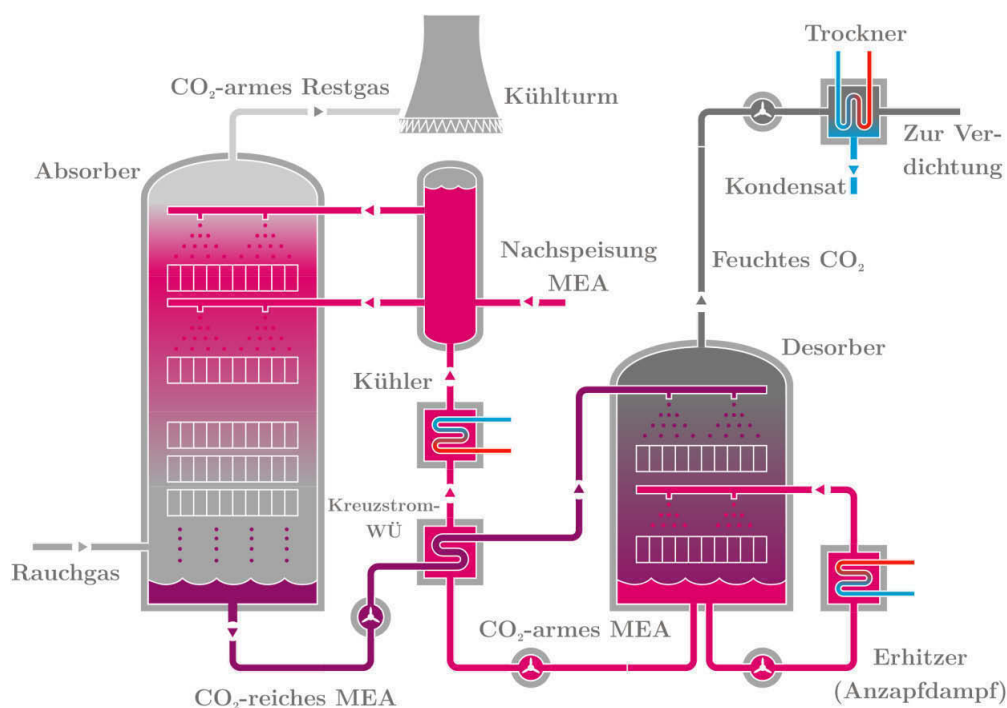


Abb. 2.16 Post-Combustion-Capture mit MEA-Anlage (abgewandelt nach [13])

Die für die Abscheidung notwendige Energie wird für das Umwälzen und für das Aufheizen der Waschflüssigkeit vor Eindüsung in den Desorber benötigt. Diese Energie muss im Allgemeinen vom Kraftwerk selbst bereitgestellt werden und steht für andere Prozesse (v. a. Stromerzeugung) nicht mehr zur Verfügung. Somit wird die Effizienz des Gesamtkraftwerksprozesses um etwa 8–10 %-Punkte verringert [82].

Die Post-Combustion-Capture-Technologie bietet den Vorteil, dass auch bestehende Kraftwerke nachgerüstet werden können, sofern für die zusätzlichen Anlagen genügend Grundfläche zur Verfügung steht und die für die Regeneration des Waschmittels benötigte Wärme aus dem Wasserdampf-Kreislauf des Kraftwerkes (in der Regel über Turbinenanzapfungen oder -entnahmen) entnommen werden kann.

Folgende Tabelle zeigt die Bandbreite der zu erwartenden Wirkungsgradeinbußen entsprechend verschiedener Studien zu überkritischen Großkraftwerken mit und ohne CCS (Post-Combustion-Capture und Verdichtung):

Tab. 2.8 Verringerung des Kraftwerksnettowirkungsgrades mit Post-Combustion-Capture-Technologie

Typ	Wirkungsgrad netto	Wirkungsgrad CCS netto	Wirkungsgrad-verlust	Quelle
500 MW Braunkohlekraftwerk	46,5 %	36,8–40,1 %	6,4–9,7 %-P.	[83]
Braunkohlekraftwerk	45–49 %	41,8–45,8 %	3,2–4,2 %-P.	[84]
Steinkohlekraftwerk	44,24 %	33,63–34,88 %	9,36–10,61 %-P.	[85]
1000 MW Braunkohlekraftwerk	49,3 %	33,3 %	16 %-P.	[86]
455 MW Steinkohlekraftwerk	44,85 %	33,97–41,07 %	3,15–10,88 %-P.	[87]
1015 MW Steinkohlekraftwerk	45,49 %	34,55 %	10,94 %-P.	[88]
500 MW Steinkohlekraftwerk	45,6 %	32,96 %	12,63 %-P.	[89]
575 MW Steinkohlekraftwerk	45 %	31–33 %	12–14 %-P.	[90]
522 MW Steinkohlekraftwerk	41,1 %	31,5–31,9 %	9,2–9,6 %-P.	[91]
600 MW Steinkohlekraftwerk	41,79 %	33,47–33,92 %	8,05–8,32 %-P.	[92]

2.2.1.2 Weitere Typen

Es gibt eine Reihe von weiteren Techniken zur Abscheidung von CO₂ in Kraftwerksprozessen, diese stehen jedoch noch am Anfang der technischen Entwicklung und werden in absehbarer Zeit noch nicht in serienreife für die CO₂-Abscheidung zur Verfügung stehen. Als Beispiele seien hier genannt:

- Kalkwäsche: Absorption und Desorption des CO₂ durch Calciumhydroxid-/Calciumkarbonatkreislauf, bei Temperaturen zwischen 600 °C und 900 °C,
- Chemical Looping: Ein Metalloxid fungiert als Sauerstoffträger, der Brennstoff selbst kommt mit der Umgebungsluft nicht in Kontakt, dadurch ähnlich dem Oxyfuel-Prozess sehr hohe CO₂-Konzentrationen möglich,
- Graz Cycle: ähnlich dem Oxyfuel-Prozess, hier wird eine Gasturbine mit reinem Sauerstoff und Wasserdampf betrieben,
- CO₂-Bindung durch Algen: geeignete Algen können das CO₂ durch die Photosynthese nutzen und in Form von Kohlehydraten oder Fetten speichern – diese Produkte der CO₂-Abscheidung kommen jedoch für eine geologische Speicherung nicht in Frage,
- Pressure-Swing-Absorption: Lösen des CO₂ in Wasser oder anderem Lösungsmittel, Abscheidung über Druckminderung und Ausgasen des CO₂ [93].

2.2.1.3 Einflüsse der Energiewende, Flexibilität von CCS-Kraftwerken

Die Energiewende soll der Bundesrepublik Deutschland mittelfristig zu einer deutlichen Reduktion der Treibhausgasemissionen und zu einer verstärkten Nutzung von erneuerbaren Energien verhelfen.

Dabei werden hauptsächlich drei Instrumente eingesetzt:

- Die direkte und indirekte Subventionierung von erneuerbaren Energien über das Erneuerbare Energien Gesetz [94],
- die europaweite Einführung von CO₂-Emissionszertifikaten [95],
- der Ausstieg aus der Kernenergie(zur Erhöhung des Anteils erneuerbarer Energien) [96], in absehbarer Zeit auch aus Teilen der Energieerzeugung durch ältere Kohlekraftwerke.

Durch diese Maßnahmen verschieben sich die typischen Einsatzgebiete fast aller bisher eingesetzten konventionellen Kraftwerke. Während noch vor 10 Jahren die Energieerzeuger in Grundlast-, Mittellast- und Spitzenlastkraftwerke unterteilt werden konnten, wird diese Struktur durch die bevorzugte Netzeinspeisung der erneuerbaren Energien (und damit der Verdrängung anderer Erzeuger) zunehmend verändert [97].

Durch die erneuerbaren Energien werden vor allem Braun- und Steinkohlekraftwerke immer weiter in Richtung höherer Preise und geringerer Abrufwahrscheinlichkeit in der Merit-Order verschoben, mit der Folge, dass diese Kraftwerke zum einen ihre Flexibilität (Lastgradienten sowie An-/Abfahrvorgänge) erhöhen müssen und zum anderen immer weniger Volllaststunden aufweisen können [97], [98], [99], [100]. Zukünftige CCS-Kraftwerke und CCS-Systeme sollten deshalb für den flexiblen Betrieb gewappnet sein.

2.2.2 CO₂-Reinigungstechnologien

2.2.2.1 Trocknung

Das CO₂ bzw. das CO₂-Gemisch tritt aus allen üblichen Abscheideprozessen üblicherweise mit Wasser gesättigt oder zumindest mit deutlichen Anteilen an Wasser aus. Um Korrosion, die Kondensation des Wassers auf dem Transportweg sowie eine Beschädigung der Verdichterschaufeln durch Wasserströpfchen zu vermeiden, ist im Allgemeinen eine Trocknung des CO₂-Stromes notwendig. Diese erfolgt vor der Verdichtung oder zwischen den ersten Verdichterstufen (siehe auch Kapitel 2.2.3). Die Entfernung des Wassers kann dabei auf mehrere Arten durchgeführt werden. Grundsätzlich kann man zwischen Trocknung durch Absorption oder Adsorption und Trocknung durch Kühlung unterscheiden.

Die einfachste Möglichkeit zur Trocknung ist die direkte oder indirekte Abkühlung des Gasstromes, bis es zu einer Kondensation des enthaltenen Wasserdampfes kommt. Bei der indirekten Trocknung wird der Gasstrom extern über Wärmetauscher mithilfe einer Kälteanlage gekühlt. Bei der direkten Kühlung wird der Gasstrom verdichtet, gekühlt und anschließend entspannt, was zum Kondensieren und aufgrund des Joule-Thompson-Effektes zu einer weiteren Abkühlung des Gases und des enthaltenen Wasserdampfes führt.

Bei der Trocknung durch Adsorption kommen stark hygroskopische Stoffe zum Einsatz. Weit verbreitet ist der Einsatz von Glykoltrocknern, bei denen eine wässrige Lösung von Diethylenglykol oder Triethylenglykol analog zur CO₂-Abscheidung in einem Wäscher mit dem feuchten Gas in Kontakt gebracht wird, den enthaltenen Wasserdampf absorbiert und das Gas so trocknet. Die Lösung wird anschließend durch Wärmezufuhr und Austreiben des Wasserdampfes regeneriert. Ähnliche Verfahren können mit verschiedensten Stoffen umgesetzt werden [101].

Je nach Bauweise der Anlage, den verwendeten Absorptionsmitteln und den gewählten Absorbertemperaturen und -drücken können Taupunkte des Wasserdampfes im Gasgemisch zwischen 0 °C und -40 °C (entsprechend etwa 6020 ppm_v und 127 ppm_v) erreicht werden.

Eine weitere Möglichkeit zur Trocknung ist die Adsorption. Adsorptionsverfahren nutzen die Oberfläche des Adsorptionsmediums zur Trocknung. Zum Einsatz kommen zumeist Molekularsiebe, Zeolithe oder Silicagele. Diese haben den Vorteil, stärker zu trocknen (es werden tiefere Taupunkte erreicht) und auch für relativ trockene und warme Gase noch deutliche Wasseraufnahmeeffekte aufzuweisen. Die Beladung der Adsorber für den Trocknungsprozess erfolgt zyklisch im Batchbetrieb, d. h. während eine Adsorbergruppe zur Trocknung eingesetzt wird, wird die andere Gruppe durch Temperaturerhöhung regeneriert [101].

Zumeist werden zur Trocknung Kombinationen mehrerer Trocknungsverfahren nacheinander angewendet. Dadurch wird jeweils das geeignetste Verfahren für die vorherrschenden Temperatur- und Feuchtebedingungen im Gasstrom genutzt und der Taupunkt gestaffelt abgesenkt. Insgesamt wird so die Effizienz der Trocknungsprozesse erhöht.

2.2.2.2 Aufkonzentration und Reinigung

Je nach Prozessgüte und Anforderung seitens der Transport- und Speicherbetreiber kann insbesondere für CO₂-Gemische aus Oxyfuel-Kraftwerken eine zusätzliche Aufkonzentration (Erhöhung des CO₂-Anteils) notwendig werden. Ein mögliches Verfahren ist die Nutzung einer nachgeschalteten Rauchgaswäsche analog zur Post-Combustion-Capture-Technologie.

Ein weiteres Verfahren für hohe CO₂-Konzentrationen besteht in der Anwendung des Destillationsprozesses. Bei der kryogenen Flash-Destillation bzw. Rektifikation in einer Kolonne wird der gesamte CO₂-Gemischmassenstrom abgekühlt (und entspannt), bis das Gemisch beginnt zu kondensieren (Abb. 2.17). Das Kondensat ist aufgrund der unterschiedlichen Siedepunkte der Gemischbestandteile deutlich CO₂-reicher als der ursprüngliche Gasstrom. Vor allem leichtere Gase wie N₂, O₂, Ar etc. reichern sich durch die Destillation in der Gasphase an und können vom Kondensat getrennt und (in der Regel in die Atmosphäre) abgeführt werden. Das CO₂-reiche Kondensat wird im Gegenstrom zum eintretenden Gemischmassenstrom wieder aufgewärmt und steht für weitere Prozessschritte bereit.

Durch hinzufügen von Böden in die Rektifikationskolonne kann die Reinheit des austretenden CO₂-Gemisches auf über 99,9 % gesteigert werden. Der Anteil des verbleibenden CO₂ im Restgas ist gering, insgesamt werden Abscheideraten von über 90 % erreicht [102].

Soll der CO₂-Strom von weiteren unerwünschten Stoffen befreit werden, kommen bisher die üblichen Reinigungstechnologien zur Anwendung. Insbesondere Staub, SO₂ und Stickoxide werden bei den derzeit geplanten CCS-Kraftwerken auf konventionelle Weise separat abgeschieden. Mit fortschreitendem Entwicklungsstand sind aber durchaus Kombinationen mehrerer Abscheidetechnologien in

einer Anlage denkbar. Beispielsweise wurde an der Pilotanlage in Schwarze Pumpe die kombinierte Abscheidung von NO_x und SO_x erprobt [103].

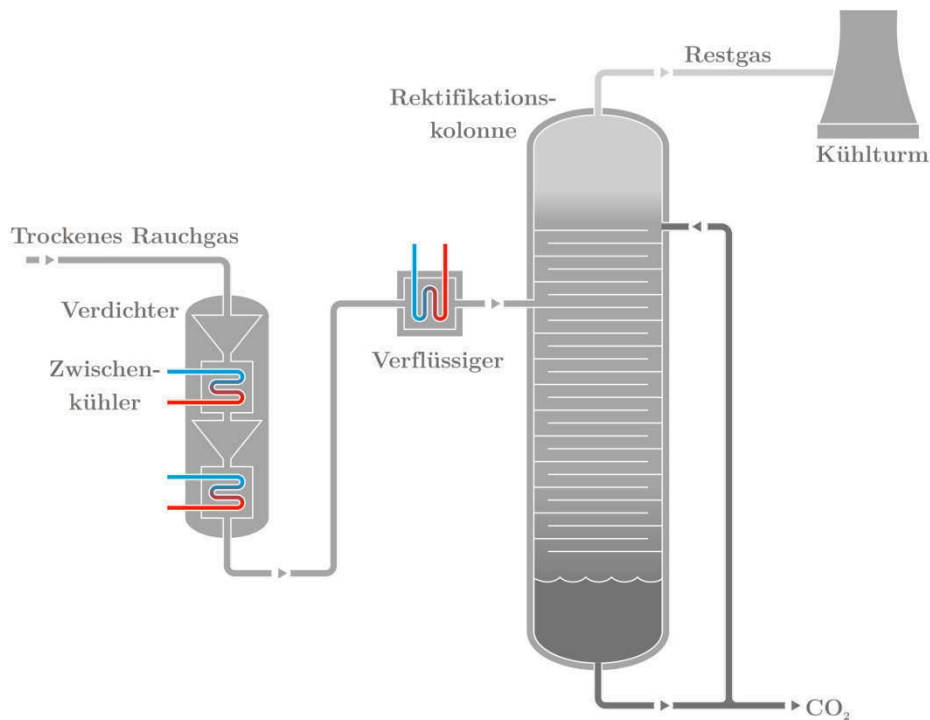


Abb. 2.17 Rektifikationskolonne zur Abtrennung von CO_2 (abgewandelt nach [13])

2.2.2.3 Akzeptable Restbestandteile

Art und Menge der Stoffe, die neben CO_2 in einem zu transportierenden CO_2 -Strom enthalten sein dürfen, werden definiert durch technische Anforderungen von Verdichter, Rohrleitung und Speicher, sowie Normen/Regelwerken, gesetzlichen Regelungen, oder Auflagen.

Hauptgründe, Art und Menge der Restbestandteile zu limitieren sind:

- Verhinderung von Korrosion und Erosion,
- Verhinderung der Ausbildung flüssiger oder fester Phasen während Transport oder Speicherung,
- Verhinderung chemischer oder biologischer Reaktionen im Speicher,
- Einhaltung bestimmter Fluidparameter (Dichte, Viskosität),
- Reduktion von gesundheits- oder umweltgefährdenden Stoffen.

Für weiterführende Details sei auf das umfangreiche Werk von Mohitpour et al. zum Pipelinetransport von CO_2 mit Verunreinigungen verwiesen [34].

2.2.2.4 Additive für Transport und Speicherung

Für den Transport von CO_2 sind prinzipiell keine zusätzlichen Stoffe notwendig. Es besteht jedoch prinzipiell die Möglichkeit, dem CO_2 -Strom weitere Stoffe hinzuzufügen, um dessen Eigenschaften zu verändern. Dazu gehören unter anderem Zusatzstoffe zur Odorierung, Korrosionsinhibitoren und

Hydratinhibitoren. Diese Stoffe werden generell nur in geringsten Mengen zugesetzt und haben keinen direkten Einfluss auf die Transport- und Speichervorgänge.

2.2.3 CO₂-Verdichtung

Die Verdichtung von CO₂ ist Bestandteil fast aller CCS-Prozessketten. Sie wird eingesetzt, um das zumeist drucklose und gasförmige CO₂ aus dem Abscheideprozess für den nachfolgenden Transportprozess zu konditionieren. Dies geschieht durch eine Druckerhöhung mittels Fluidenergiemaschinen. Ziel der Verdichtung ist letztendlich die Dichteerhöhung des zu transportierenden CO₂. Dabei kann man grundsätzlich unterscheiden zwischen der Verdichtung im gasförmigen Zustand durch Kompression und der Verdichtung im flüssigen Zustand durch Pumpen.

Bei CCS-Anwendungen wird aus Kostengründen eine einmalige Verdichtung am Anfang der CO₂-Pipeline angestrebt. Zwischenverdichter, wie bei Erdgaspipelines sind unüblich. Am Austritt des Verdichters herrscht dementsprechend typischerweise der höchste Druck im Transportsystem (je nach Pipelineroute kann der höchste Systemdruck auch im weiteren Verlauf der Pipeline erreicht werden, wenn die Pipeline geringe Reibungdruckverluste aufweist und abschüssig verlegt ist).

Wenn man davon ausgeht, dass die meisten CO₂-Abscheideanlagen einen Austrittsdruck von etwa 0,9 bis 2 bar aufweisen, und für den Pipelinetransport ein Druck von etwa 85 bis 200 bar üblich ist, ergibt sich ein Gesamtdruckverhältnis zwischen etwa 42 und 222:

$$\Pi = \frac{p_{\text{Enddruck}}}{p_{\text{Saugseite}}} \quad \text{Gl. 2.20}$$

$$\Pi_{\text{min}} = \frac{85 \text{ bar}}{2 \text{ bar}} = 42,5 \quad \text{Gl. 2.21}$$

$$\Pi_{\text{max}} = \frac{200 \text{ bar}}{0,9 \text{ bar}} = 222,2 \quad \text{Gl. 2.22}$$

Solch ein Druckverhältnis kann nur mittels mehrstufiger Verdichtung wirtschaftlich realisiert werden. Höhere Enddrücke wären prinzipiell möglich, jedoch stoßen die Pipelinematerialien in den erforderlichen Nennweiten an diverse Grenzen, sodass in diesen Fällen auf eine Zwischenverdichtung im weiteren Verlauf der Pipeline zurückgegriffen werden muss (siehe auch Kapitel 2.2.4.2).

2.2.3.1 Verdichtung durch Kompression

Bei der Verdichtung durch Kompression erfolgt die Druckerhöhung ausgehend vom gasförmigen Zustand des CO₂. Prinzipiell können dabei alle möglichen Typen an Kompressoren zum Einsatz kommen, aufgrund der bei CCS anfallenden Massen- und Volumenströme bleiben jedoch hauptsächlich große, mehrstufige Axial- und Radialmaschinen übrig. Andere Typen, wie Kolben-, Schrauben-, oder sonstige Verdichtertypen kommen nur in kleineren Anlagen zum Einsatz.

Die Verdichtung des gasförmigen CO₂ erfolgt mehrstufig mit Zwischen- und Nachkühlung, um die Temperaturen niedrig und die Wirkungsgrade hoch zu halten. Folgendes Beispiel zeigt eine 5-stufige Verdichtung (Zahlen) von CO₂ mit Zwischen- und Nachkühlung (Strich-Werte) auf 30 °C zwischen der Saugseite S und der Druckseite D eines Verdichters (Abb. 2.18):

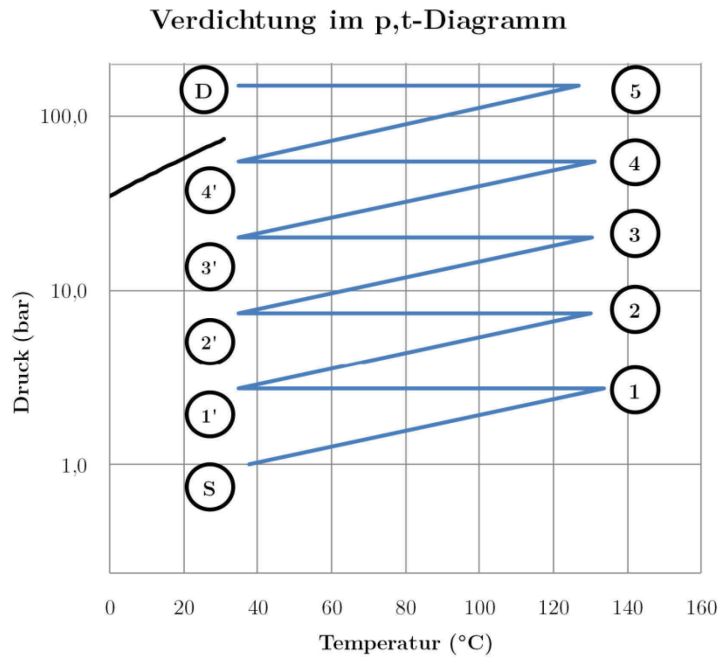


Abb. 2.18 5-stufige Verdichtung von CO₂

Weltweit sind verschiedene CO₂-Verdichter in der Größenordnung von CCS-Anwendungen im Betrieb, dabei werden derzeit nahezu ausschließlich Radialmaschinen (Getriebeverdichter und einwellige Bauformen) eingesetzt [104]. Diese weisen typischerweise vier bis acht Stufen auf, in Sonderfällen kommen Maschinen mit zwei oder zehn Stufen zum Einsatz.

Folgende Hersteller bieten Kompressoren an, die zur CO₂-Verdichtung geeignet sind:

- Rolls Royce (Baureihen RBB, RCB, RDB [104]),
- MAN Diesel & Turbo (Baureihe RG [105]),
- Siemens (Baureihe STC-GV, STC-GC [106]),
- Dresser-Rand [107],
- General Electric [107],
- Atlas Copco (Baureihe GT [108]).

Ein typischer aktueller Vertreter dieser Großverdichter ist der von MAN hergestellte Getriebeverdichter RG80-8 [105], [109]. Dieser wird weltweit in der Öl- und Gas- sowie in der Chemieindustrie eingesetzt. Der Antrieb des Verdichters kann elektrisch oder über eine Turbine erfolgen. Dabei wird ein Zentralrad angetrieben, auf welchem vier verschiedenen große Kegelräder sitzen und jeweils eine Achse mit zwei Verdichterstufen antreiben. So werden mit einem Antrieb vier verschiedene Drehzahlen bereitgestellt, um den starken Dichteänderungen des CO₂ und damit den notwendigen Querschnittsänderungen und Geschwindigkeitsverhältnissen der Verdichterstufen gerecht zu werden.

Nachfolgend sind weitere Eckdaten einer typischen Ausführung des Verdichters dargestellt:

Tab. 2.9: Eckdaten 8-stufiger CO₂-Verdichter von MAN, Zusammenstellung aus: [105], [109].

Typ	RG80-8	
Volumenstrom	65000	m ³ _N /h
Massenstrom CO ₂	34	kg/s
	1,07	Mio. t/a
Leistung	ca. 14–20	MW
Saugdruck	ab 1,1	bar _a
Enddruck	bis 200	bar _a
Stufenzahl	8	-
Druckverhältnis	bis 181,8	-
Laufreddurchmesser	80–115	mm
Drehzahlen	ca. 7350–26600	U/min
Länge	4,5	m
Breite	3,6	m
Höhe	4	m
Gewicht	ca. 60	t

Folgende Tabelle gibt einen Überblick über den typischen Verdichtungsverlauf einer solchen Maschine im CCS-Einsatz. Die isentropen Wirkungsgrade beruhen dabei auf Schätzungen des Autors. Ebenso wurde ein mechanischer Wirkungsgrad von 98 % angesetzt.

Die Stufendruckverhältnisse Π wurden über folgende Formel gebildet:

$$\Pi_{\text{Stufe}} = \Pi^{\frac{1}{n}} \quad \text{Gl. 2.23}$$

Die Verdichterleistung P der einzelnen Stufen (Eintritt: 1, Austritt: 2) wird, ausgehend von der Festlegung eines isentropen Stufenwirkungsgrades η_{is} wie folgt bestimmt:

$$P_{\text{Stufe}} = \dot{m} \cdot (h_2 - h_1) + 0,5 \cdot (c_2^2 - c_1^2) + g \cdot (z_2 - z_1) \quad \text{Gl. 2.24}$$

c : Strömungsgeschwindigkeit

z : Höhe

Wobei für:

$$c_2^2 - c_1^2 = 0$$

$$z_2 - z_1 = 0$$

angenommen werden. Die Austrittsenthalpie wird über den isentropen Wirkungsgrad sowie die theoretische Enthalpiedifferenz bei isentroper Verdichtung berechnet:

$$h_2 = h_1 + \frac{1}{\eta_{\text{is}}} \cdot (h_{2s} - h_1) \quad \text{Gl. 2.25}$$

Wie in Tab. 2.10 zu erkennen ist, werden bei einem durchschnittlichen Massenstrom von 34 kg/s (entspricht 1,07 Mio. t CO₂ pro Jahr) etwa 13,5 MW Antriebsleistung benötigt und es müssen etwa 21,5 MW Wärme über Zwischen- und Nachkühler abgeführt werden (der hohe Wert für die abzuführende Wärme in Stufe 7 ergibt sich durch den Enthalpieverlauf im überkritischen Bereich). Die Stufenzahl ergibt sich neben Anforderungen zur Kondensatabfuhr (bei feuchtem CO₂) im Wesentlichen

aus dem Wirkungsgrad der einzelnen Stufen (und damit deren Austrittstemperaturen) und einer wirtschaftlichen (mehr Stufen erfordern höhere Investitionskosten) bzw. energetischen Optimierung hinsichtlich der Einbindung des Kühlers in weitere Prozesse.

Tab. 2.10: Beispiel Verdichtung mit MAN RG80-8; Massenstrom: 34 kg/s, Enddruck: 187 bar

Stufe	Druckverhältnis	Eintrittsdruck	Stufenleistung	Isentroper Wirkungsgrad*	Verdichter-austritts-temperatur	Abzuführende Wärme	Austritts-temperatur
-	-	bar	kW	%	°C	kW	°C
1	1,9	1,10	2283	76	113	-2252	40
2	1,9	2,09	2112	76	110	-2166	40
3	1,9	3,97	1944	76	105	-2049	40
4	1,9	7,55	1913	76	105	-2121	40
5	1,9	14,34	1728	76	101	-2158	40
6	1,9	27,25	1613	76	101	-2625	40
7	1,9	51,79	1281	76	98	-6346	40
8	1,9	98,41	569	76	62	-1825	40
Summe Leistung:			13443	Summe Wärme:		21543	

* Die isentropen Wirkungsgrade der einzelnen Stufen wurden geschätzt.

Eine geringere Stufenzahl bewirkt geringere Wirkungsgrade und damit einen höheren Antriebsenergiebedarf. Prinzipiell wird daher versucht, die Anzahl der Stufen zu erhöhen (Annäherung an den isothermen Prozess). Können jedoch durch höhere Austrittstemperaturen größere Wärmemengen des Verdichtungsprozesses in anderen Prozessen genutzt werden anstatt über Kühler oder Kühltürme an die Umwelt abgegeben zu werden, kann es sinnvoll sein, die Stufenzahl zu verringern, um eine bestmögliche Prozessintegration zu erreichen.

Sofern feuchtes CO₂ verdichtet werden soll, ist zwischen den ersten Stufen eine Entfeuchtung vorzusehen. Da feuchtes CO₂ korrosiv wirkt, sind die Verdichterstufen vor der Entfeuchtung in entsprechender Materialqualität auszuführen, um Korrosionsschäden zu verhindern. Die Entfeuchtungsanlage kann als kombinierte Zwischenkühlung/Entfeuchtung oder als separate Anlage ausgeführt werden. Typischerweise erfolgt eine Vortrocknung durch Abkühlung/Kondensation und eine weitere Entfeuchtungsstufe mit nachgeschalteter Trocknung mittels Glykol, Molekularsieben oder ähnlichen Technologien auf den endgültigen Wassergehalt [70].

In der frei zugänglichen Literatur ebenfalls gut dokumentiert wurde ein zehn-stufiger Verdichter von GHH-Borsig (heute MAN Diesel & Turbo), welcher 1992 für ein russisches Düngemittelwerk beauftragt wurde [110], [111]. Details zum Verdichter finden sich im Anhang III. Dort werden ebenfalls weitere Details zu Wirkungsgraden, Kennlinien und Teillastverhalten erläutert.

2.2.3.2 Verdichtung durch Kühlung und Pumpen

Eine Alternative zur Verdichtung stellt das Pumpen von CO₂ auf höhere Drücke dar. Dazu wird das CO₂ nach einer Vorverdichtung (mindestens bis zur Überschreitung des Tripeldrucks) verflüssigt

(zumeist durch externe Abkühlung). Die weitere Druckerhöhung erfolgt dann im flüssigen Zustand über Pumpen.

Vorteil ist der geringere Energieverbrauch der Pumpen im Vergleich zu Kompressoren aufgrund der geringeren Volumenänderungsarbeit, die am flüssigen Fluid verrichtet werden muss. Jedoch setzt ein wirtschaftlicher Einsatz ausreichende Mengen an Kühlwasser bzw. günstig verfügbare Kältemedien voraus. Da die erforderlichen Temperaturniveaus der Kältemedien in jedem Falle unter 30 °C (kritischer Punkt) liegen müssen, bei den meisten Druckstufen sogar deutlich unter 0 °C, kommen nur Kältemaschinen zur Bereitstellung der Kälteleistung in Frage.

Unter Annahme, dass sowohl Verdichter/Pumpe als auch die Kältemaschine elektrisch betrieben werden, gleichen sich die Energieeinsparungen größtenteils aus, sodass der zusätzliche investive Aufwand einer Kälteanlage und zusätzlicher Wärmetauscher zu langen Amortisationsdauern führt. Der Einsatz von Absorptionskälteanlagen würde sich hier anbieten, erfordert jedoch eine weitere aufwendige Prozessintegration. Auf einen weiteren Vergleich der Verdichtungsstrategien soll deshalb in den weiteren Teilen der Arbeit verzichtet werden.

2.2.4 CO₂-Transport

In der Regel fallen bei CCS-Anwendungen große Mengen CO₂ weitab von potentiellen Speicherregionen an. Die Größenordnungen des CO₂-Transportes liegen dabei typischerweise bei mehreren Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr über mehrere zehn bis einige hundert Kilometer. Für diese anspruchsvolle Transportaufgabe ist ein geeignetes, günstiges, sicheres und zuverlässiges Transportsystem notwendig. Prinzipiell kann der Transport diskontinuierlich (in abgeschlossenen Volumen zu diskreten Zeiten) oder kontinuierlich (zeitlich und räumlich ununterbrochen) erfolgen.

2.2.4.1 Diskontinuierlicher Transport

Der diskontinuierliche Transport bietet sich insbesondere für kleinere Mengen CO₂ an und wird in dieser Art auch weltweit praktiziert. Die häufigste Transportform ist hierbei der Transport von tiefkaltem, flüssigem CO₂ in Kesselwagen (LKW oder Zug). Auf diese Weise können jeweils etwa 22 Tonnen (LKW Tanktrailer) bzw. bis zu 1000 Tonnen (Zug mit Kesselwagen) transportiert werden.

Eine kurze Hochrechnung zeigt, dass sich diese Transportoptionen für ein CCS-Kraftwerk mit mehreren Millionen Tonnen CO₂-Ausstoß pro Jahr nicht wirtschaftlich realisieren lassen. Hinzu kommen die Aufwendungen für Zwischenlager, die am Abscheide- und am Speicherort betrieben werden müssen, um die dort ablaufenden Prozesse kontinuierlich betreiben zu können.

Eine Möglichkeit, auch größere Mengen CO₂ zu transportieren, bieten Tankschiffe ähnlich denen, die bereits heute für Erdgastransporte eingesetzt werden (LNG-Tanker). Diese transportieren das CO₂ ebenfalls flüssig siedend und tiefkalt und haben ein Fassungsvermögen von etwa 20000 bis 40000 m³ ([8], [112], [113]) CO₂ (zukünftig ggf. auch deutlich größer). Realisierte Schiffe können derzeit etwa 1000 t CO₂ transportieren [113].

Da das CO₂ in siedendem Zustand vorliegt, muss ständig etwas CO₂ verdampfen, um den Wärmeaustausch mit der Umgebung auszugleichen und einen Druckanstieg in den Tanks zu verhindern. Dabei werden etwa 1–2 % des eingelagerten CO₂ pro 1000 km Transportstrecke an die Atmosphäre abgegeben [8]. Außerdem muss ein gewisser Füllstand im Tank beibehalten werden (bis zu 10 %),

um ein Aufheizen des Tanks und sich durch den dann großen Temperaturunterschied beim Wiederauffüllen ergebende Materialspannungen zu vermeiden.

Folgende Tabelle gibt einen groben Überblick über typische Transportbedingungen für CO₂-Tankschiffe:

Tab. 2.11: Parameter CO₂-Schifftransport

Druck	Siedetemperatur	Dichte	Masse pro Schiff á 40.000 m ³	Tägliche Anzahl Schiffe pro Kraftwerk á 1 GW(1100 t/h CO ₂)
bar	°C	kg/m ³	t	-
6	-53,1	1166,0	46641	0,566
7	-49,4	1152,2	46089	0,573
8	-46,0	1139,6	45584	0,579
9	-42,9	1127,9	45115	0,585

Für den reibungslosen Ablauf des Transportes sind idealerweise am Ort der Abscheidung (bzw. der Verladung) und am Ort der Speicherung Zwischenspeicher installiert, die dazu beitragen, die Prozesse der Abscheidung und Speicherung kontinuierlich ablaufen zu lassen. Die Größe der Zwischenspeicher sollte dabei die CO₂-Produktion mehrerer Tage umfassen. Außerdem sollte die Zahl der eingesetzten Schiffe über der technisch minimal notwendigen Anzahl liegen. Diese Maßnahmen dienen dazu, unvorhergesehene Ereignisse wie z. B. starke Unwetter ohne Abscheidungsstopp/Injektionsstopp überbrücken zu können.

Der Verladehafen kann dabei auch als sogenannter Hub für mehrere Erzeuger dienen. Dabei werden CO₂-Ströme von mehreren (auch kleineren) Erzeugern zusammengeführt und teilen sich die Transportroute (und -kosten) vom Hub zum Speicherort. Umgekehrt kann auch der Speicherort als Hub ausgeführt werden, an dem Tankschiffe mehrerer Linien anlegen. Das CO₂ wird dann in einem Zwischenspeicher gesammelt und anschließend beispielsweise über mehrere (kurze) Pipelines auf verschiedene Speicherformationen verteilt. Insbesondere bei einer zukünftigen Weiterentwicklung der CCS-Technik in ganz Europa böten sich solche Lösungen an, um die für die Infrastruktur notwendigen Ressourcen zu minimieren und den Zugang dritter zu bestehenden Transport- und Speicherlösungen zu ermöglichen.

Weitere Vor- und Nachteile sind in folgender Tabelle zusammengefasst:

Tab. 2.12: Vor- und Nachteile CO₂-Schifftransport

Vorteile	Nachteile
Quell- und Speicherorte können variieren	Für große Mengen sind viele Schiffe notwendig
Leicht erweiterbar	Wetterabhängig
Hohe CO ₂ -Reinheit durch Verflüssigung	Hoher Aufwand zur Verflüssigung
Schnell verfügbar	Höhere Unfallrisiken
Unabhängig vom Terrain (On-/Offshore)	Ab längeren Strecken wirtschaftlich darstellbar

2.2.4.2 Kontinuierlicher Transport - Pipelines

Allgemeines

Für den Transport sehr großer Mengen flüssiger oder gasförmiger Medien stellen Fernrohrleitungen bzw. Pipelines in vielen Fällen die beste Option dar.

Nachfolgend soll zwischen den Begriffen *Pipeline* und *Rohrleitung* wie folgt unterschieden werden: *Pipeline* umfasst die gesamte Fernrohrleitung als Ganzes (inklusive Armaturen, Einbauten, Gebäuden und sonstigen technischen Bauwerken), *Rohrleitung* umfasst das Rohr (inkl. aller Schutzschichten) als Bestandteil der Pipeline im Speziellen.

Pipelines werden für den Transport von Wasser seit Jahrhunderten eingesetzt. Die erste Erdölpipe-line (175 km, 15 cm Durchmesser) wurde 1879 in Pennsylvania, USA verlegt, die erste Erdgaspipe-line (142 km, 20 cm Durchmesser) folgte 1886 [114]. Seitdem wurden weltweit Millionen Kilometer Öl- und Gaspipelines verlegt und betrieben.

Abb. 2.19 zeigt einen Überblick über die derzeit in Deutschland betriebenen bzw. geplanten (gestrichelt) Erdgaspipelines. Dabei sind nur die großen Hochdruck-Transportpipelines dargestellt, deren Länge insgesamt etwa 40000 km beträgt. Insgesamt wird die Länge aller Erdgasleitungen in Deutschland auf etwa 375000 km geschätzt [115].

Pipelines zum Transport von CO₂ sind Erdgaspipelines sehr ähnlich, wobei es jedoch Unterschiede, vor allem in den thermodynamischen Prozessen und in der Auslegung, gibt.

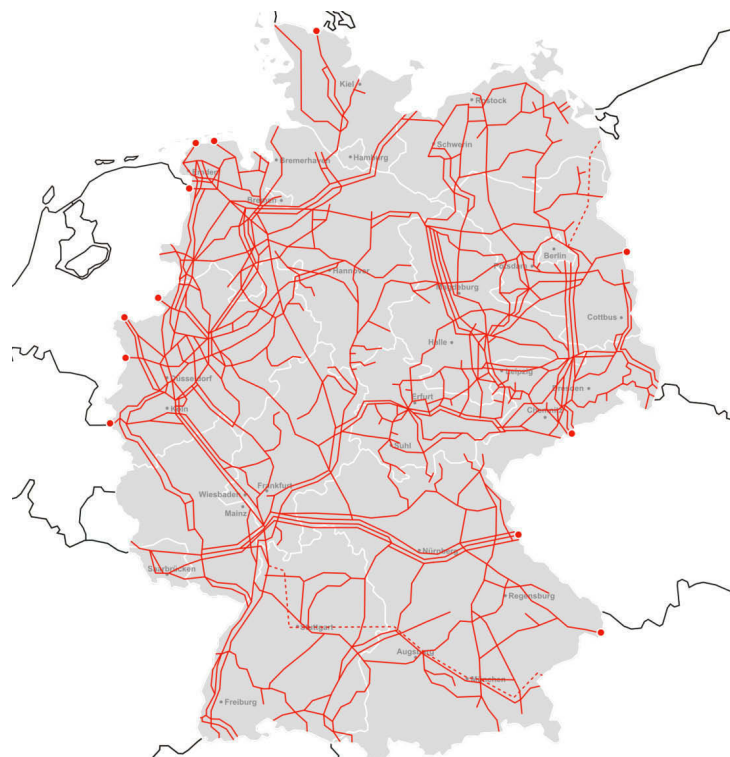


Abb. 2.19 Erdgaspipelines in Deutschland (abgewandelt nach [13], basierend auf [116])

Aufbau einer Pipeline zum Gastransport

Eine Pipeline ist im Wesentlichen eine lange, erdverlegte, aufgeständerte oder auf dem Meeresgrund verankerte Rohrleitung, durch die ein Fluid aufgrund von Druckdifferenzen zwischen Ein- und Austritt strömt. Die Druckdifferenz wird durch Verdichter am Anfang der Pipeline aufgebaut. Bei

sehr langen Pipelines werden Zwischenverdichterstationen entlang der Strecke installiert, um Druckverluste und ggf. Druckunterschiede aufgrund von Höhendifferenzen entlang der Pipelineroute auszugleichen.

In bestimmten Abständen entlang der Pipeline sind Schieberstationen zur Absperrung von Teilstücken der Pipeline, Messgeräte zur Prozessüberwachung und Sicherheitseinrichtungen installiert (siehe Abb. 2.20). Zusätzlich besteht die Möglichkeit, sogenannte Molche (engl.: pigs) zur Inneninspektion und/oder Innenreinigung in die Rohrleitung einzubringen. Diese Molche bewegen sich dann angetrieben von der Strömung oder selbstständig durch die Rohrleitung und dienen hauptsächlich zur Vermessung der Innengeometrie und der Prüfung auf Innenkorrosion.

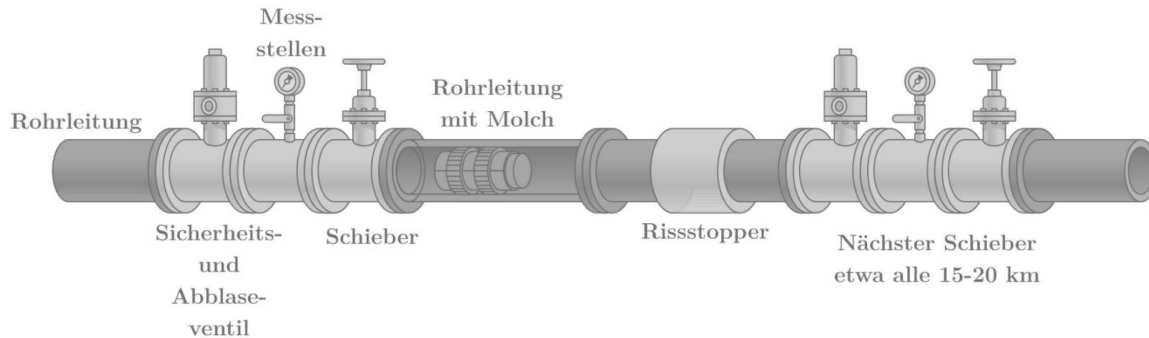


Abb. 2.20 Schematische Darstellung CO₂-Pipeline (abgewandelt nach [13])

Im Querschnitt besteht eine typische Pipeline aus mehreren Schichten (siehe Abb. 2.21). Die eigentliche Rohrleitung bildet ein Stahlrohr (nahtlos oder geschweißt). Das Rohr wird mit einer korrosionsbeständigen Schutzschicht versehen, welche zusätzlich mit einer weiteren Schicht aus Bitumen oder Kunststoff vor äußeren Einwirkungen geschützt ist. Zum weiteren Schutz und vor allem zur Beschwerung (feuchte oder frostgefährdete Böden und Unterseepipelines) kann eine weitere Außenschicht aus Beton aufgebracht werden. Eine Innenbeschichtung zur Verbesserung der Strömungseigenschaften findet man vor allem bei ölfördernden Leitungen [114].

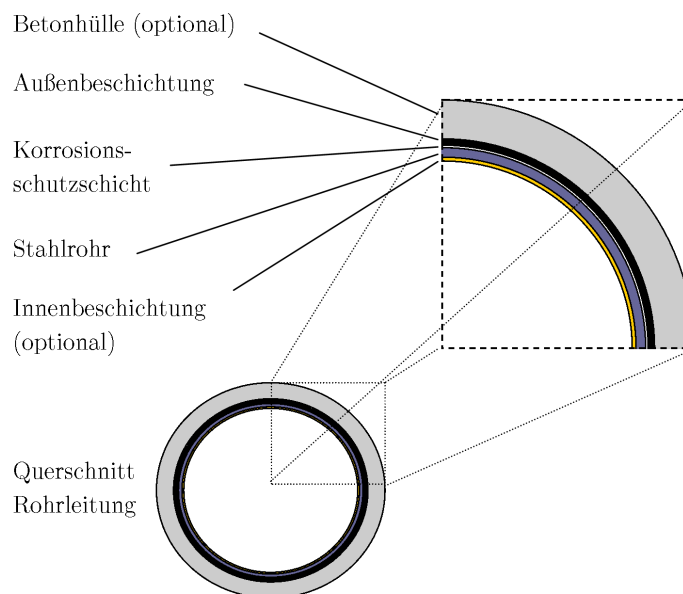


Abb. 2.21 Querschnitt einer Rohrleitung

Vergleich Erdgaspipeline – CO₂-Pipeline

Grundsätzliche Unterschiede zwischen Erdgas- und CO₂-Pipelines gibt es nur wenige. Diese sind insgesamt in den unterschiedlichen Fluideigenschaften begründet. Da CO₂ über lange Strecken am besten im überkritischen Zustand bzw. in der Dichten Phase (siehe Kapitel 2.1.1) transportiert werden sollte, sind für den Transport höhere Drücke notwendig. Dies führt zu höheren Wandstärken der Rohrleitung. Durch die höhere Dichte ergeben sich für CO₂-Pipelines geringere Volumenströme und damit geringere Rohrlängendurchmesser. Im Gegenzug ist der Masseninhalte der Rohrleitung etwa eine Größenordnung höher (siehe Tab. 2.13).

Tab. 2.13: Vergleich großer Erdgas- und CO₂-Pipelines (typische Werte)

Kriterium	Erdgaspipeline	CO ₂ -Pipeline	Einheit
Druck	16–100	100–200	bar
Aggregatzustand	gasförmig	Dichte Phase	-
Volumenstrom	10 ³ –10 ⁴	10 ² –10 ⁴	m ³ /h
Massenstrom	10 ² –10 ³	10 ² –10 ³	t/h
Durchmesser	DN600–DN1400	DN400–DN1000	-
Typischer Inhalt pro km Pipeline	10–10 ²	10 ² –10 ³	t

2.2.5 CO₂-Pipelines

Die Auslegung von CO₂-Pipelines muss mehreren Anforderungen genügen:

- Erfüllung der geforderten Prozessparameter,
- technische Machbarkeit,
- Wirtschaftlichkeit,
- Sicherheit,
- Zuverlässigkeit.

Die Auslegung erfolgt dabei typischerweise iterativ, d. h. alle die Auslegung betreffenden Parameter werden zunächst überschläglich bzw. nach Erfahrungswerten festgelegt, die Auslegungsrechnung durchgeführt und hinsichtlich oben aufgezählter Kriterien bewertet. Anschließend werden die Parameter schrittweise variiert, bis alle Kriterien erfüllt sind.

Die primären Auslegungsparameter sind:

- Route und Höhenprofil,
- Massen/Volumenstrom(-verlauf),
- technisch zulässige Wertebereiche für Drücke/Temperaturen/Dichten und Phasen des zu transportierenden Fluids am Pipelineeintritt, -austritt und im Streckenverlauf.

Sekundäre Parameter und Berechnungsergebnisse, welche auf den primären Vorgaben basieren, sind:

- Fluideigenschaften (wie Dichte, Viskosität, Wärmekapazität),
- Durchmesser und Wandstärken der Rohrleitung,
- Rohrleitungsmaterialien und -oberflächen,

- Eigenschaften der Rohrleitungsumgebung (Erdreich/Wasser: Temperaturen, Wärmeübergangseigenschaften),
- Verläufe von Druck- und Temperatur entlang der Rohrleitung.

Weitere Nebenbedingungen führen zu zusätzlichen Änderungen an Route und Technik:

- Gesetze, Normen, technische Regelwerke (hier muss zumeist auf das Regelwerk für Erdgas zurückgegriffen werden),
- Sicherheitsaufschläge,
- soziale oder ökologische Randbedingungen.

Die Routenauswahl sollte nach folgenden Kriterien erfolgen:

- Länge der Strecke (so kurz wie möglich),
- Höhenprofil (starke Höhenänderungen können die erlaubten Druckverhältnisse innerhalb der Pipeline verletzen),
- Nutzung vorhandener Trassen,
- Umquerung von problematischen Zonen (Wohngebiete, Bebauung, Gewässer, Gebirge).

2.2.5.1 Auslegung des Innendurchmessers

Wesentliche Bedeutung bei der Auslegung der Pipeline hat die Berechnung des optimalen Rohrlitungsdurchmessers basierend auf der Berechnung des Druck- und Temperaturverlaufes entlang der Pipeline. Dazu wird in einem ersten Schritt der optimale Durchmesser für den Auslegungsfall mit festen Werten für den Durchfluss ermittelt. In der Regel geht man dabei vom Massenstrom \bar{m} aus.

Dabei kann eine Auslegung zum Beispiel nach dem Nennmassenstrom bei 100 % Last erfolgen, oder über die jährlich zu transportierende Masse m_{Jahr} und die Vollastbenutzungsstunden t_v der Anlage:

$$\bar{m} = \frac{m_{\text{Jahr}}}{t_v \cdot 3600} \quad \text{Gl. 2.26}$$

Mit dem Ansatz nach Nennmassenstrom wird die Pipeline eher konservativ ausgelegt, da der maximale Massenstrom als Grundlage dient und der mittlere jährliche Massenstrom immer geringer ist. Vorteil ist eine gewisse Reservekapazität der Leitung und geringere Druckverluste, wodurch sich ebenfalls eine Reservekapazität bei möglichen Änderungen der Fluideigenschaften (Dichteabnahme durch Verunreinigungen) bietet.

Mit dem Massenstrom kann man nach Festlegung einer mittleren Strömungsgeschwindigkeit \bar{c} und einer mittleren Dichte $\bar{\rho}$ ausgehend von der Kontinuitätsgleichung für die Strömung in Rohren den Innendurchmesser D_i der Rohrleitung berechnen:

$$\bar{m} = \bar{\rho} \cdot \bar{c} \cdot A \quad \text{Gl. 2.27}$$

$$A = \frac{\bar{m}}{\bar{\rho} \cdot \bar{c}} \quad \text{Gl. 2.28}$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad \text{Gl. 2.29}$$

Für Rohrleitungen, die CO₂ transportieren, werden typische Strömungsgeschwindigkeiten von 1 m/s bis 5 m/s angegeben [34]. Höhere Strömungsgeschwindigkeiten bedeuten kleinere Durchmesser (geringere Investkosten) und höhere Druckverluste (höhere Betriebskosten). Als mittlere Dichte kann für den ersten Iterationsschritt die Dichte bei Eintrittsbedingungen gewählt werden.

Ausgehend vom ermittelten Innendurchmesser wird ein Nenndurchmesser DN entsprechend der verfügbaren Rohrleitungsgrößen gewählt, der mindestens den ermittelten Innendurchmesser aufweist.

2.2.5.2 Auslegung der Wandstärke

Es erfolgt anschließend eine Berechnung der Wandstärke der Rohrleitung. Die erforderliche Wandstärke ist abhängig von:

- maximaler Innendruck [117],
- maximaler Innendruck zzgl. Druckerhöhung durch Druckstoß [117],
- Risswachstum im Schadenfall [34].

Die Berechnung der Rohrwanddicke erfolgt nach DIN EN 1594 [118]:

$$t_{\min} = \frac{p_A \times D_a}{20 \times f_o \times R_{t,0.5}(\theta)} \quad \text{Gl. 2.30}$$

t_{\min} : Mindestwandstärke [mm]

D_a : Außendurchmesser [mm]

p_A : Auslegungsdruck [bar]

f_o : Nutzungsgrad (Sicherheitsbeiwert)

$R_{t,0.5}(\theta)$: Dehngrenze [N/mm²]

D_a : Außendurchmesser [mm]

Der Nutzungsgrad für die typischen hochfesten Stahlsorten L485MB (Werkstoffnummer 1.8977) und L555MB (Werkstoffnummer 1.8978) beträgt 0,625, die Dehngrenzen betragen jeweils 485 bzw. 555 N/mm² [117].

Der zu wählende Auslegungsdruck, welcher zur Berechnung der Mindestwandstärke verwendet wird, wird bestimmt durch den höchsten der folgenden Druckwerte:

$$p_A = \max(\Delta p_{Dr} + p_{\max}, p_R) \quad \text{Gl. 2.31}$$

Δp_{Dr} : Druckerhöhung durch Druckstoß [Pa] p_{\max} : Maximaler Druck im normalen Betrieb

p_R : Maximaler Druck gegen Risswachstum

Die maximale Erhöhung des Auslegungsdruckes bei Berücksichtigung von Druckstößen (abruptes Schließen eines Ventils/Pumpenstillstand) kann vereinfacht nach Joukowski [119] berechnet werden:

$$\Delta p_{Dr} = w \cdot \rho \cdot c \quad \text{Gl. 2.32}$$

Δp_{Dr} : Druckerhöhung durch Druckstoß [Pa]

ρ : Dichte des Fluids [kg/m³]

w : Druckausbreitungsgeschwindigkeit in der Rohrleitung, c : Strömungsgeschwindigkeit [m/s]

vereinfacht: Schallgeschwindigkeit im Fluid [m/s]

Die Ermittlung des Druckes zur Vermeidung von Risswachstum wird im folgenden Abschnitt erläutert.

2.2.5.3 Vermeidung des Risswachstums in Rohrleitungen

Kommt es zu einem lokalen Versagen/Bruch (einem sogenannten Fehler) der Rohrleitungswand (durch zu hohen Innendruck, Korrosion, Materialfehler, äußere Beschädigung), kann es, wenn es sich um eine größere Fläche des Fehlers handelt, zu dem Entstehen eines Risses kommen, aus dem das Fluid ausströmt. Je nach Druck, Art des Fluides, des Rohrleitungsmaterials und der Wandstärke wird der Riss entweder sofort gestoppt (kleine Ausströmfläche, Leck) oder er breitet sich axial in der Rohrleitungswand aus (laufender Riss, große Fläche, explosionsartiges Ausströmen).

Es können Risslängen von typischerweise einigen 10 Metern, aber auch mehreren hundert Metern bis zu mehreren Kilometern auftreten [120]. Dabei wird die Rohrleitung wellig aufgebogen und in der Regel das die Rohrleitung bedeckende Erdreich aufgeworfen. Das betroffene Rohrleitungsstück muss zur Reparatur der Pipeline komplett ausgetauscht werden. Die Ausbreitungsgeschwindigkeit des Risses hängt dabei unter anderem von der Art des Bruches ab. Sprödbrüche können sich mit Geschwindigkeiten von 365 m/s bis 914 m/s ausbreiten, während Verformungsbrüche langsamer sind (etwa 121–242 m/s) [120].

Ziel bei der Auslegung von Rohrleitungen ist es, sich ausbreitende Risse zu vermeiden, um Materialschäden und Menge der austretenden Fluide im Schadensfall zu minimieren. Treibende Kraft für das Risswachstum ist der Innendruck des Fluids. Solange dieser Innendruck an der Spitze des Risses größer ist als die sogenannte Arrestspannung des Materials, wandert der Riss im Material weiter. Gleichzeitig fällt der Innendruck, ausgehend von der initialen Schadenstelle (angenommen wird in der Regel eine Öffnung, die der Querschnittsfläche entspricht), entlang der Rohrleitung ab, die Ausbreitung des fallenden Druckes erfolgt dabei in etwa mit der lokalen Schallgeschwindigkeit des transportierten Fluides [121].

Handelt es sich bei dem transportierten Fluid um eine Flüssigkeit, fällt der Druck sehr schnell auf den Umgebungsdruck ab, bei Gasen dauert der Vorgang deutlich länger, da sie kompressibel sind. Der beginnende Riss ist hier dem hohen Ausgangsdruck deutlich länger ausgesetzt und kann bei ungenügenden Materialkennwerten oder zu geringer Wandstärke beginnen, sich auszubreiten. Besonders problematisch kann es bei Fluiden werden, deren Zwei-Phasen-Gebiet bei Druck- und Temperaturwerten liegt, die zwischen dem Transportzustand und dem Umgebungszustand liegen, dann kommt es bei Erreichen der Phasengrenze zu der Ausbildung eines Druckplateaus, d. h. der Druck fällt nicht weiter sondern bleibt auf relativ hohem Niveau und kann einen laufenden Riss sehr lange antreiben [34]. Dies ist der Fall bei CO_2 und bei CO_2 -Gemischen (siehe folgende Abbildung).

Zur Vermeidung von laufenden Rissen dienen folgende Auslegungskriterien:

- Vermeidung von Sprödbrüchen durch geeignete Materialauswahl (zähe Stähle),
- Vermeidung von laufenden Verformungsbrüchen durch Erhöhung der Wandstärke,
- Begrenzen des möglichen Rissausbreitungsweges durch technische Maßnahmen (lokale Wandstärkenerhöhung oder Einsatz von *Crack Arrestors*) [34].

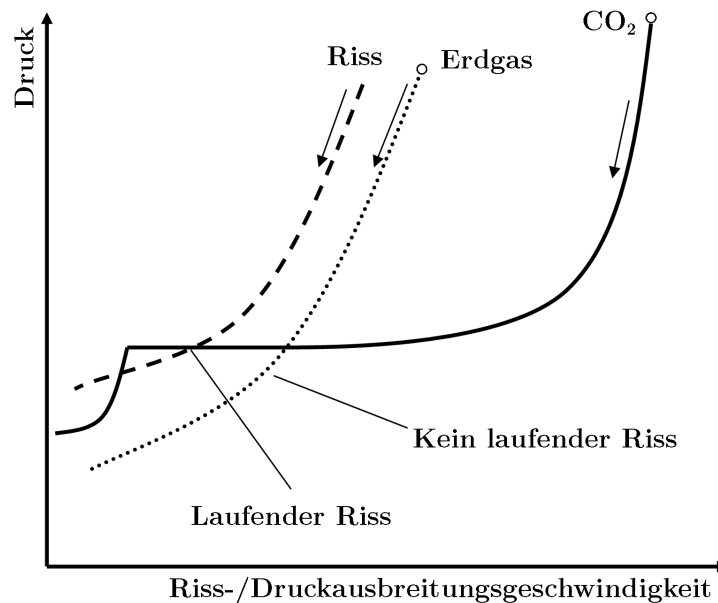


Abb. 2.22 Rissausbreitung und Druckausbreitung für CO₂ und Erdgas (nach [122])

Ob sich ein Riss ausbreitet (laufender Verformungsbruch) und die notwendigen Rohrwandparameter zur Vermeidung von laufenden Rissen können rechnerisch ermittelt werden. Ausgang der Berechnungen sind die verschiedenen Mechanismen, die die Entwicklung eines Risses beeinflussen. Eine Möglichkeit, die Rissausbreitung durch entsprechende Dimensionierung des Rohres bzw. durch die Wahl der zulässigen Fluidparameter ist mit der sogenannten BTC- (*Battelle-Two-Curve*) Methode [123] gegeben. Diese basiert auf empirisch erfassten Fehlern an realen Rohrleitungen und den grundlegenden Parametern, die zum Fehlerbild führten. Die resultierenden empirischen Gleichungen wurden für große Erdgasrohrleitungen mit mittelfesten Stählen entwickelt, weshalb sie für CO₂-Pipelines eine etwas eingeschränkte Gültigkeit aufweisen (siehe Erläuterungen auf den nächsten Seiten). Nachfolgend werden kurz die Mechanismen der Rissbildung und deren rechnerische Nachbildung mittels BTC-Methode vorgestellt.

Ein anfänglicher Fehler der Rohrleitungswand entsteht bei Pipelines typischerweise durch äußere Gewalteinwirkung (Bauarbeiten, Erdbeben), seltener durch Korrosion oder Materialfehler. Ursache für einen sich ausbreitenden Riss ist der Innendruck und damit die Umfangsspannung der Rohrleitung. Ist diese höher als die Maximalspannung, die an der Risspitze auftreten darf, um die Rissausbreitung zu stoppen, wächst der Riss. Der zugehörige Innendruck wird als Arrestdruck bezeichnet [121]. Wird der Riss nicht gestoppt, reißt die Rohrleitung axial auf. Die Risspitze bewegt sich dabei mit der Rissgeschwindigkeit. Im Schadenfall strömt Fluid aus der Rohrleitung und der Innendruck sinkt mit abnehmender Entfernung von der Schadenstelle ab. Die Ausbreitung des sich senkenden Druckes erfolgt mit der Druckausbreitungsgeschwindigkeit.

Die verschiedenen Geschwindigkeiten bei einem Versagen der Rohrleitung sind in folgender Abbildung dargestellt. Der Index *i* bezeichnet dabei den initialen Zustand (vor dem Schadenfall), der Index *d*, den Zustand, auf den beim Ausströmen entspannt wird. Die initialen Bedingungen sind dabei so hoch, dass der Riss aufgrund des Innendruckes wachsen kann (unabhängig vom Fluid).

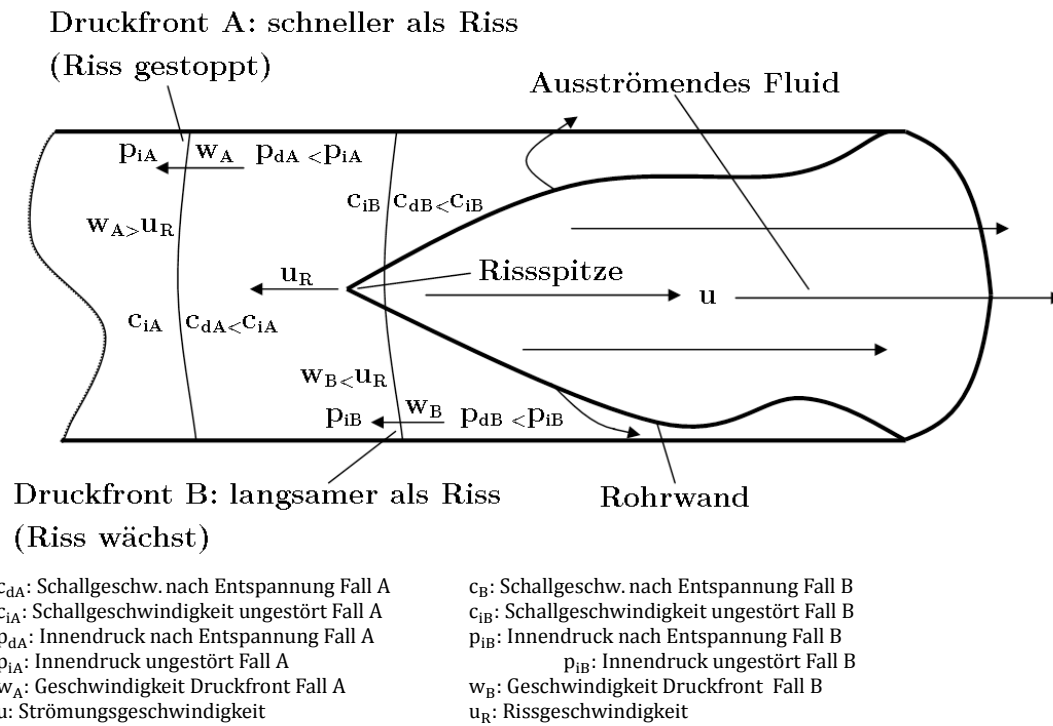


Abb. 2.23 Rissausbreitung und Geschwindigkeiten

Aus der Rohrleitung strömt das Fluid maximal mit Schallgeschwindigkeit, diese begrenzt die Ausströmgeschwindigkeit. Breitet sich die Druckfront im Fluid langsamer aus, als der Riss wächst, läuft der Riss weiter, bis sich die Randbedingungen ändern (Leitungsende, andere Wandstärke, anderes Material). Breitet sich die Druckfront schneller aus, als der Riss wächst (Fall A), stoppt der Riss, wenn der Druck p_d unter dem Arrestdruck des Risses liegt.

Das transportierte Fluid bestimmt durch seine thermodynamischen Eigenschaften die Höhe des Druckes, der auf den Riss einwirkt und die Geschwindigkeit, mit der sich der Druckabfall innerhalb der Pipeline ausbreitet. Die Druckausbreitungsgeschwindigkeit kann folgendermaßen berechnet werden (Vorgehensweise nach [34], Kap. 6 und [121]):

$$w = c - u \quad \text{Gl. 2.33}$$

w : Druckausbreitungsgeschwindigkeit c : Schallgeschwindigkeit des Fluids $\left[\frac{m}{s}\right]$

u : Ausströmgeschwindigkeit [m/s]

Die Ausströmgeschwindigkeit wird dabei über folgende Gleichung ermittelt:

$$u = - \int_{p_i}^{p_d} \frac{cdp}{\rho} = - \int_{p_i}^{p_d} \frac{dp}{c\rho} \quad \text{Gl. 2.34}$$

p_d : Enddruck (Umgebungsdruck)

ρ : Dichte des Fluides (ungestört, vor dem Auftreten des Risses)

p_i : Ausgangsdruck (Innendruck am Ort des Risses)

Die Abhängigkeit der Druckausbreitungsgeschwindigkeit von reinem CO₂ und verschiedenen Ausgangsbedingungen zeigt Abb. 2.24 (die Entspannung beginnt jeweils oben rechts):

Druckausbreitungsgeschwindigkeit für reines CO₂

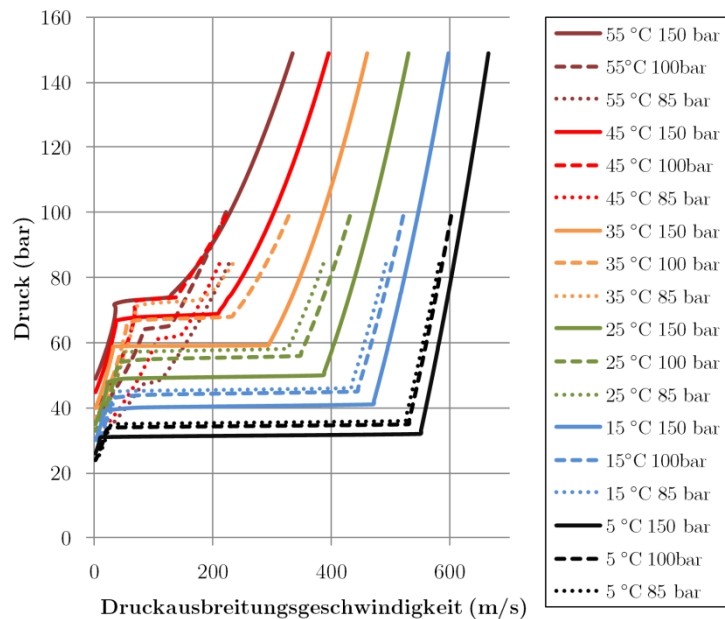


Abb. 2.24 Druckausbreitungsgeschwindigkeit CO₂ für verschiedene Ausgangsbedingungen

Die Druckausbreitungsgeschwindigkeit nimmt (ausgehend vom Ausgangszustand) mit fallendem Leitungsdruck ab, dabei wird von isentroper Entspannung ausgegangen [34]. Bei Erreichen der Phasengrenze kommt es zur Ausbildung eines Druckplateaus, ab dem die Entspannung zweiphasig verläuft und der Druck sich länger hält. Wie man erkennen kann, ist die Lage des Druckplateaus stark abhängig von der Ausgangstemperatur. Bei hohen Temperaturen macht sich zusätzlich die Anomalie der Schallgeschwindigkeit in der Nähe des kritischen Punktes bemerkbar.

Für die Auslegung von Rohrleitungen gegen Rissausbreitung ist der Sättigungsdruck an der Phasengrenze ausschlaggebend. Die Rohrleitung muss (durch Materialkennwerte oder Wanddicke) gegen Risswachstum bei diesem Druck ausgelegt sein.

Folgendes Beispiel (Abb. 2.25) zeigt die Druckausbreitungsgeschwindigkeit für die Entspannung von reinem CO₂ und CO₂-Gemischen mit 1 % bzw. 5 % Verunreinigung. Der Druckabfall erfolgt ausgehend von 150 bar/35 °C.

Wie man in Abb. 2.25 erkennen kann, gibt es in diesem Beispiel bei etwa 62 bar ein Plateau in der Druckausbreitungsgeschwindigkeit von reinem CO₂. Für CO₂-Gemische liegt dieser Druck höher (Für die Berechnung von Wasserstoff geb REFPROP einen Fehler aus, die Werte. Da die Risse von laufenden Verformungsbrüchen sich mit einer Geschwindigkeit von etwa 100 bis 250 m/s ausbreiten [121], kann man in dem oben dargestellten Diagramm ablesen, dass diese in etwa einem Druck in Höhe des Plateaus ausgesetzt sind. Ist der Arrestdruck (bzw. die Arrestspannung der Rohrleitung) zum Stoppen des Risses größer als dieser Plateaudruck, breitet sich der Riss nicht weiter aus. Ist der Druck kleiner, treibt der Innendruck die Rissbildung weiter an und es kommt zu einem laufenden Riss.

Druckausbreitungsgeschwindigkeit für reines CO₂ und CO₂-Gemische

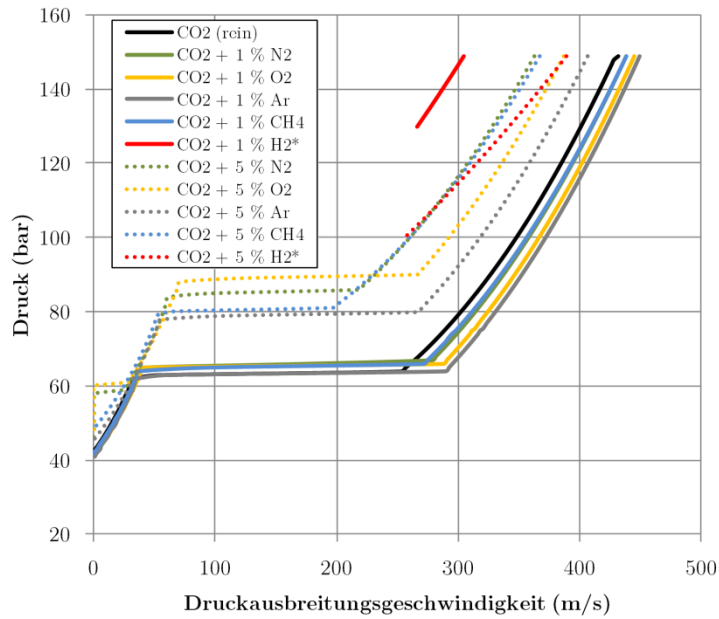


Abb. 2.25 Druckausbreitungsgeschwindigkeit für reines CO₂ und CO₂-Gemische
* Berechnung der Kurve war nicht vollständig möglich, Abbruch durch REFPROP

Die Berechnung der Rissgeschwindigkeit erfolgt laut [123] (entnommen aus [124]) nach folgender empirischen Gleichung:

$$V_f = \frac{C \cdot \sigma}{\sqrt{\frac{C_V}{A}}} \left(\frac{p_d}{p_a} - 1 \right)^{\frac{1}{6}} \quad \text{Gl. 2.35}$$

V_f : Rissgeschwindigkeit $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$ C : empirischer Faktor (Verlegeart der Pipeline)

σ : Fließgrenze = Streckgrenze + 68,95 MPa [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$

C_V : Kerbschlagarbeit des Rohrleitungsstahls [J] A : Probenfläche (typ. 80 mm²) [mm²]

p_d : Druck entlang des Entspannungsverlaufes [MPa] p_a : Arrestdruck [MPa]

Um laufende Risse zu verhindern, ist es notwendig, die Rohrleitung entsprechend zu dimensionieren. Wesentliche Kriterien hierfür sind die Zähigkeit des verwendeten Werkstoffes und die Wandstärke. Dazu wird die Spannung im Rohrmaterial berechnet, bis zu welcher ein Riss innerhalb eines kurzen Weges (etwa eines Rohrabschnittes von ca. 12 m) gestoppt wird. Die ursprüngliche Formel laut [123] (entnommen aus [124], wo auch die eigentliche Herleitung nachzuvollziehen ist) lautet:

$$\frac{C_V \cdot E}{\sigma^2 \cdot \sqrt{R \cdot t}} = \frac{24}{\pi} \ln \left[\sec \left(\frac{3,33 \cdot \pi \cdot \sigma_a}{2 \cdot \sigma} \right) \right] \quad \text{Gl. 2.36}$$

(Die Symbole werden zusammengefasst unter Gl. 2.43 erläutert)

Die darin enthaltene Sekansfunktion sowie die verwendeten Einheiten werden des Öfteren falsch interpretiert (Verwechslung des Sekans $\frac{1}{\cos(x)} = \sec(x)$ mit dem Arkuskosinus $\arccos \equiv \cos^{-1}(x)$), weshalb hier noch einmal die Gleichung nach der Arrestspannung umgestellt werden soll (die Erläuterung der einzelnen Größen erfolgt im Anschluss).

$$\frac{C_V \cdot E}{\sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} = \frac{24}{\pi} \ln \left[\sec \left(\frac{3,33 \cdot \pi \cdot \sigma_a}{2 \cdot \sigma} \right) \right] \quad \text{Gl. 2.37}$$

$$\frac{\pi}{24} \frac{C_V \cdot E}{\sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} = \ln \left[\cos \left(\frac{3,33 \cdot \pi \cdot \sigma_a}{2 \cdot \sigma} \right)^{-1} \right] \quad \text{Gl. 2.38}$$

$$\frac{\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} = -\ln \left[\cos \left(\frac{3,33 \cdot \pi \cdot \sigma_a}{2 \cdot \sigma} \right) \right] \quad \text{Gl. 2.39}$$

$$e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} \right)} = \cos \left(\frac{3,33 \cdot \pi \cdot \sigma_a}{2 \cdot \sigma} \right) \quad \text{Gl. 2.40}$$

$$\cos^{-1} \left(e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} \right)} \right) \equiv \arccos \left(e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} \right)} \right) = \frac{3,33 \cdot \pi \cdot \sigma_a}{2 \cdot \sigma} \quad \text{Gl. 2.41}$$

$$\sigma_a = \frac{2 \cdot \sigma}{3,33 \cdot \pi} \arccos \left(e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} \right)} \right) \quad \text{Gl. 2.42}$$

Mit den gebräuchlichen Einheiten ergibt sich folgende Formel:

$$\sigma_a = \frac{2 \cdot \sigma}{3,33 \cdot \pi} \arccos \left(e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} \right)} \right) \quad \text{Gl. 2.43}$$

σ_a : Arrestspannung [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$ C_V : Kerbschlagarbeit des Rohrleitungsstahls [J]

A: Probenfläche (typ. 80 mm²) [mm²] E: Elastizitätsmodul [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$

$\bar{\sigma}$: Streckgrenze [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$ σ : Fließgrenze = Streckgrenze $\bar{\sigma} + 68,95$ MPa [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$

R: Äußerer Rohrradius [mm] t: Wandstärke [mm]

Ersetzt man die Arrestspannung σ_a über die Kesselformel durch die maximale Tangentialspannung σ_t aufgrund von Innendruck:

$$\sigma_t = \frac{p_i \cdot d_i}{2 \cdot t} \quad \text{Gl. 2.44}$$

σ_t : Tangentialspannung [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$ d_i : Innendurchmesser [mm]

p_i : Innendruck [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$ t: Wandstärke [mm]

kann man iterativ die notwendige Wandstärke t gegen Rissausbreitung berechnen:

$$\frac{p_i \cdot d_i}{2 \cdot t} = \frac{2 \cdot \sigma}{3,33 \cdot \pi} \arccos \left(e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R} \cdot t} \right)} \right) \quad \text{Gl. 2.45}$$

Der maximal erlaubte Innendruck ergibt sich hierbei durch den über die Entspannungskurve gefundenen Plateaudruck. Dieser kann für einen Reinstoff maximal den kritischen Druck annehmen, für Gemische ergeben sich je nach Gestalt des Zweiphasengebietes auch höhere Drücke als der kritische Druck.

Für Rohrleitungen für reines CO₂ und CO₂-Gemische lautet die Gleichung deshalb:

$$\frac{p_{s_max} \cdot d_i}{2 \cdot t} = \frac{2 \cdot \sigma}{3,33 \cdot \pi} \arccos \left(e^{\left(\frac{-1000 \cdot \pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R \cdot t}} \right)} \right) \quad \text{Gl. 2.46}$$

p_{s_max} : Maximaler Sättigungsdruck des Fluides [MPa] bzw. $\left[\frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \right]$

Mit dieser Gleichung kann man iterativ die notwendige Wandstärke bei gegebenem Innendruck und Materialparametern berechnen. Will man für eine gegebene Rohrleitung den maximal erlaubten Sättigungsdruck p_{s_max} berechnen, gilt folgende Gleichung:

$$p_{s_max} = \frac{4 \cdot t \cdot \sigma}{3,33 \cdot \pi \cdot d_i} \arccos \left(e^{\left(\frac{-\pi \cdot C_V \cdot E}{24 \cdot \sigma^2 \cdot \sqrt{R \cdot t}} \right)} \right) \quad \text{Gl. 2.47}$$

Abb. 2.26 zeigt die maximalen Sättigungsdrücke für reines CO₂ und CO₂-N₂-Gemische:

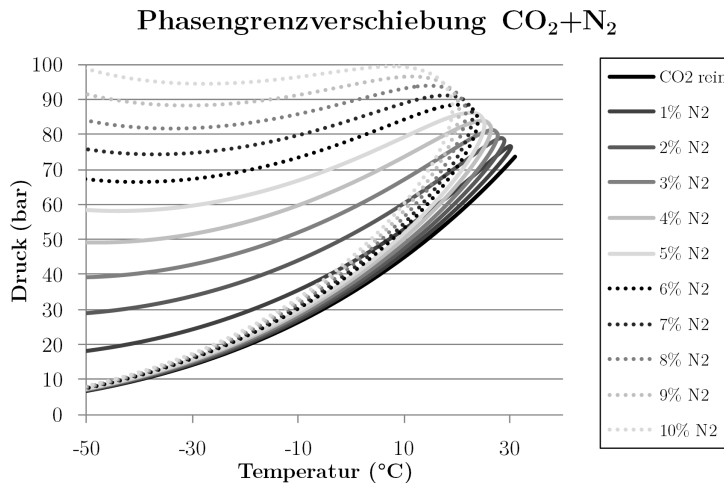


Abb. 2.26 Verschiebung der Phasengrenzen bei Zumischung von Stickstoff

Wie man erkennen kann, steigt der maximale Sättigungsdruck mit zunehmendem Anteil Stickstoff an. Bei 10 % N₂-Anteil steigt der Druck auf bis zu 100 bar (bei etwa 9 °C; höhere Sättigungsdrücke bei extrem niedrigeren Temperaturen werden bei Entspannung von üblichen Betriebsparametern nicht erreicht). Folgendes Diagramm zeigt die Einflüsse der Gemischzusammensetzung auf den Sättigungsdruck bei binären Gemischen mit CO₂.

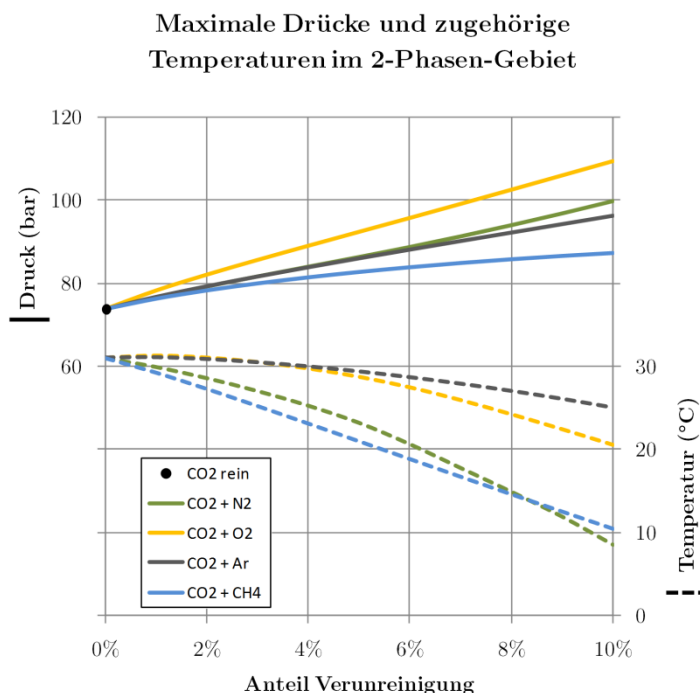


Abb. 2.27 Maximalwerte von Druck und Temperatur im Zweiphasengebiet für reines CO₂ und CO₂-Gemische

Im Falle von Wasserstoffanteilen im CO₂ kommt es zu einem deutlich abweichenden Verhalten. Auch wenn die Phasengrenzberechnungen laut der Dokumentation zu REFPROP nicht sehr vertrauenswürdig sind (nur qualitativ richtig), gibt Abb. 2.28 doch den starken Einfluss von Wasserstoff auf das Phasenverhalten wieder:

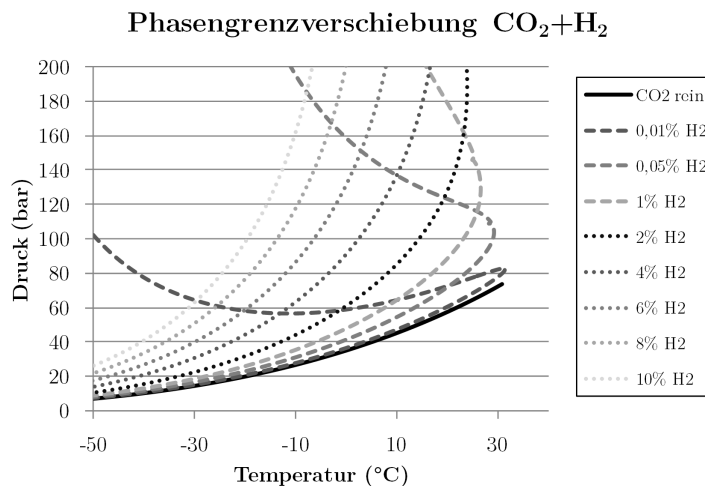


Abb. 2.28 Verschiebung der Phasengrenzen bei Zumischung von Wasserstoff

Es kommt zu einer starken Aufweitung des Zwei-Phasen-Gebietes, sodass eine Vorhersage des maximal möglichen Druckes nicht einfach per Berechnung möglich ist. Für Gemische mit hohen H₂-Anteilen sollte deshalb eine gesonderte Untersuchung des Phasenverhaltens im Labor erfolgen, um die Auswirkungen auf die Rissbildung abzuschätzen.

Da die Berechnung der minimalen Wandstärke gegen Rissausbreitung auf empirischen Gleichungen beruht, welche Ende der 1970er Jahre für die damals üblichen Stähle korreliert wurden, gibt es gewisse Grenzen der Anwendbarkeit der Battelle-Two-Curve-Methode. Für besonders zähe Stähle

(Werkstoffnummern über API X70 bzw. über L485) kann die Gleichung nicht ohne Weiteres genutzt werden, da hier die Vorhersage der Rissausbreitung nicht immer mit den bei Versuchen ermittelten Parametern übereinstimmt [125], [126]. Vor allem Stähle über X100 weisen ein anderes Bruchverhalten auf und führen beim Kerbschlagbiegeversuch oft zu ungenügenden Ergebnissen (Probe bricht nicht, wird nur verformt).

Derzeit laufen verschiedene Tests an Rohrleitungen im Maßstab 1:1, um neue Erkenntnisse zum Rissverhalten der hochzähen Werkstoffe zu erhalten, ein abschließendes eindeutiges Ergebnis kann aber bisher noch nicht festgestellt werden. Soll ein hochzäher Stahl für eine CO₂-Pipeline eingesetzt werden, werden deshalb derzeit immer auch Full-Scale-Tests empfohlen, um die Eignung der Wandstärke/Materialkombination abzusichern.

Die Idee, bestehende, ungenutzte Erdgaspipelines zum CO₂-Transport zu nutzen, kann unter anderem aufgrund der Problematik Rissausbreitung nur in wenigen Fällen in die Realität umgesetzt werden. Die für den Transport in der Dichten Phase erforderlichen Druckstufen (ab etwa 85 bar) sind meist nur bei den allergrößten Pipelines vertreten. Bei diesen genügen die Anforderungen an Zähigkeit und Wandstärke zumeist nicht den oben beschriebenen Anforderungen hinsichtlich der Vermeidung von laufenden Verformungsbrüchen [34].

2.2.5.4 Druckverlustberechnung und Wärmeübergang

Ziel der Druckverlustberechnung ist es, Massenstrom, Transportdruck, Wandstärken, Innendurchmesser und eventuelle Zwischenverdichter aufeinander abzustimmen und ein insgesamt funktionsfähiges Transportsystem auszulegen. Für bestehende Pipelines ist der Druckverlust das limitierende Element für eine Durchsatzserhöhung.

Da bei einem Pipelineprojekt Massenstrom, Transportstrecke und Lieferdrücke frühzeitig im Rahmen der Vorplanung festgelegt werden, und in der Regel nicht mehr wesentlich verändert werden, wird die Druckverlustberechnung hauptsächlich zur Bestimmung des erforderlichen Anfangsdruckes und des Innendurchmessers eingesetzt. Die Berechnung erfolgt dabei iterativ, da alle abhängigen Rechnungen (Wandstärken, Energiebilanz etc.) jeweils auf den aktuellen Auslegungsdruck angepasst werden müssen.

Ergeben sich sehr hohe rechnerische Anfangsdrücke und damit Wandstärken, muss der Einsatz von Zwischenverdichterstationen geprüft werden. Hierbei wird eine Wirtschaftlichkeitsrechnung durchgeführt, um den günstigeren Fall (erhöhte Wandstärke oder Zwischenverdichterstation) zu finden.

Druckverluste in einer Pipeline werden hauptsächlich durch Reibung des Fluids an der Rohrwand verursacht. Hinzu kommen Druckverluste aufgrund zusätzlicher Einbauten/Armaturen und Umlenkungen. Druckdifferenzen aufgrund von Höhenunterschieden können den Druckverlust entweder erhöhen (Strömung bergauf) oder verringern (Strömung bergab).

Die Berechnung des Druckverlustes erfolgt hier entsprechend den Gleichungen im Kapitel L des VDI Wärmeatlas [127]. Es wird hier von einphasiger Strömung ausgegangen. Dabei erfolgt die Berechnung Abschnittsweise, das heißt, die Rohrleitung wird in mehrere Abschnitte unterteilt, die kurz genug sind, um mit Mittelwerten der Fluideigenschaften zu rechnen. Die Länge der Abschnitte ist dabei ggf. iterativ anzupassen, wenn Druckverlust und Wärmeaustausch über einen Abschnitt sehr hoch werden.

Alle Fluideigenschaften wie Dichte, Viskosität, Prandtl-Zahl etc., welche in die Rechnung eingehen, sind bei mittlerem Zustand im Rohrabschnitt zu berechnen.

Dazu sind Zustandsgrößen, Druck und Temperatur wie folgt zu berechnen:

$$x = f(\bar{p}; \bar{t}) \quad \text{Gl. 2.48}$$

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} \quad \text{Gl. 2.49}$$

$$\bar{t} = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{Gl. 2.50}$$

x: zu berechnende Zustandsgröße

p: Druck

t: Temperatur

Index 1: Anfang des betrachteten Abschnittes

Index 2: Ende des betrachteten Abschnittes

Der Druckverlust eines betrachteten Rohrabschnitts berechnet sich dann wie folgt:

$$\Delta p = \zeta \cdot a \cdot \frac{\rho \cdot c_i^2}{2} \quad \text{Gl. 2.51}$$

Δp : Druckverlust [Pa]

ζ : Widerstandsbeiwert

a: Faktor abhängig von Art des durchströmten Teiles

ρ : Mittlere Dichte des Fluids $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$ bei mittlerer Temperatur und mittlerem Druck im betrachteten Rohrabschnitt

c_i : Strömungsgeschwindigkeit $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$

Dabei gilt für Formstücke:

$$a = 1 \quad \text{Gl. 2.52}$$

Und für durchströmte Rohre:

$$a = \frac{l}{d_i} \quad \text{Gl. 2.53}$$

l: Länge des Rohrabschnittes [m]

d_i : Innendurchmesser des Rohrabschnittes [m]

Der Widerstandsbeiwert ist dabei abhängig von der Art der Strömung (laminar oder turbulent) und der Reynoldszahl:

$$\text{Re} = \frac{c_i \cdot \rho \cdot d_i}{\eta} \quad \text{Gl. 2.54}$$

η : Viskosität [Pa · s] bei mittlerer Temperatur und mittlerem Druck im betrachteten Rohrabschnitt

Bei den betrachteten Rohrabschnitten einer Pipeline liegt bei Normalbetrieb immer eine turbulente Strömung mit Einfluss der rauen Rohrwand vor. Dann kann der Widerstandsbeiwert über folgende Gleichung [128] iterativ bestimmt werden:

$$\frac{1}{\sqrt{\zeta}} = -2 \cdot \ln\left(\frac{2,51}{\text{Re} \cdot \sqrt{\zeta}} + \frac{K/d_i}{3,71}\right) \quad \text{Gl. 2.55}$$

K: mittlere Rauigkeit [m]

Diese empirische Gleichung, auch Colebrook-White-Gleichung genannt, wird seit Jahrzehnten in vielen Bereichen eingesetzt und gilt für die Berechnung des Druckverlustes in Gaspipelines als konservativ [129]. Es existieren dutzende weitere Gleichungen ähnlicher Gestalt, welche jeweils an bestimmte Randbedingungen (wie begrenzte Reynoldszahlen oder bestimmte Anwendungen) angepasst wurden.

Für Rohrleitungen aus Stahlrohr werden folgende Rauheiten angegeben (der Einfluss von Schweißnähten ist gering und wird vernachlässigt):

Tab. 2.14: Rauheit Stahlrohre

Größe	Wert	Einheit	Wert in [m]	Quelle
Stahlrohre geschweißt; gebraucht, gereinigt	0,15–0,2	mm	0,00015–0,0002	[128]
Line pipe, typical	0,0007	inch	0,00001778	[114]
Uncoated pipe	600–800	μ-inch	0,00001524–0,00002032	[130]
Commercial steel pipe	2–5	mikron	0,000002–0,000005	[131]
Uncoated steel pipe	20–50	μm	0,00002–0,00005	[132]
Stahlrohr neu, gezogen, nahtlos gewalzt mit Walzhaut	0,02–0,06	mm	0,00002–0,00006	[133]
New commercial steel pipe	0,0000625–0,0000833	ft	0,00001905–0,00002539	[134]
Mittelwert	0,0417	mm	0,0000417	-

Die Berechnung des Wärmeübergangs und damit des Temperaturverlaufes des Fluides innerhalb der Pipeline erfolgt parallel zur Druckverlustberechnung. Für die Auslegung wird zunächst eine stationäre Betrachtung durchgeführt. Diese muss im weiteren Verlauf der Auslegung über ein Simulationsmodell, welches die Dynamik des Wärmeübergangs und der Wärmespeicherung in der Umgebung der Rohrleitung berücksichtigt, verfeinert werden. Die zugrunde liegenden Gleichungen sind die für den Wärmedurchgang durch eine mehrschichtige zylindrische Wand. Diese finden sich ebenfalls im VDI-Wärmeatlas, Kapitel E und G [127]. Auf eine detaillierte Darstellung soll hier verzichtet werden.

2.2.5.5 Nebenanlagen, Armaturen, Messtechnik

Neben der Rohrleitung bilden folgende Komponenten die Pipeline:

- Absperrarmaturen, Sicherheitsventile und Ausblaseeinrichtungen,
- messtechnische Einrichtungen und Leitsystem,
- Korrosionsschutzeinrichtungen,
- Molchschleusen.

Diese Komponenten finden sich bei jeder Art Pipeline (Gas, Öl, sonstige Medien). Bei CO₂-Pipelines muss im Vergleich zu Erdgaspipelines insbesondere die Widerstandsfähigkeit gegen das CO₂(-Gemisch) gegeben sein. Dies betrifft die Korrosionsbeständigkeit, die Dichtheit und die notwendigen Schmiereigenschaften sowie die Lösungsmittelbeständigkeit aller verwendeter Materialien.

Absperrarmaturen für CO₂-Pipelines sind etwa alle 10–20 km entlang der Route vorzusehen. Diese dienen dazu, im Schadensfall ein Austreten größerer Mengen Fluid zu vermeiden und bei notwendigen Reparaturarbeiten an der Rohrleitung, den betroffenen Abschnitt abzusperren und druck- und medienfreies Arbeiten zu gewährleisten. In der Regel ist eine solche Schieberstation mit einer Hauptleitungsarmatur (Streckenarmatur), zwei Umfahrmarmaturen, einer Ausblaseeinrichtung sowie optional mit einem Sicherheitsventil ausgestattet (Abb. 2.29).

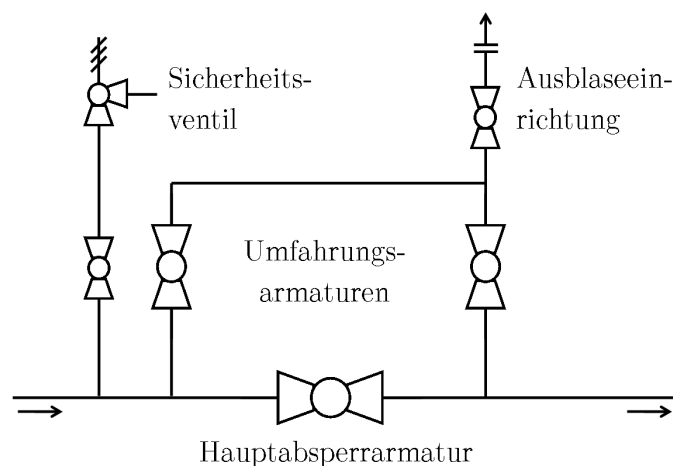


Abb. 2.29 Beispiel Schieberstation

Zur Reinigung und Inspektion der Rohrleitung werden Molche (engl. pigs) eingesetzt. Dies sind je nach Anwendungszweck passive oder aktive Geräte, welche in die Rohrleitung über Molchschleusen eingebracht werden können (engl. pigging) und in der Regel über das strömende Fluid angetrieben werden.

Molche können verschiedene Aufgaben übernehmen:

- Innenreinigung der Rohrleitung (Feststoffe und Flüssigkeiten),
- physische Trennung verschiedener Fluide beim Befüllen und Entleeren,
- messtechnische Erfassung der Rohrleitung (Rundheit, Wandstärke, Korrosion, Schweißnähe etc.).

2.2.5.6 Planung, Bau und Betrieb von CO₂-Pipelines

Die Planung und der Bau von CO₂-Pipelines unterscheiden sich in Ablauf und Vorgehensweise nicht vom Bau anderer großer Gaspipelines.

Die Route der Pipeline wird über ein Raumordnungsverfahren festgelegt. Dabei werden neben den allgemeinen Details zu Art und Verlauf der Pipeline insbesondere der Verlauf in bewohnten oder bebauten Gebieten geregelt, sowie in Gebieten, die dem Naturschutz unterliegen oder einen sonstigen Schutzstatus haben (militärische Gebiete) gegebenenfalls erhöhte Anforderungen an die Auslegung und den Betrieb der Pipeline gestellt (beispielsweise Kreuzung von Straßen, Schienen oder Wasserflächen).

Parallel zum Raumordnungsverfahren erfolgt die technische Auslegung von Pipeline und Nebenanlagen. Die Rohrabschnitte werden beim Hersteller vorbestellt. Bei den benötigten Mengen (im Bereich mehrerer zehntausend- bis mehrerer hunderttausend Tonnen Stahl) liegen die Vorlaufzeiten im Bereich mehrerer Jahre. Die notwendigen logistischen und regulatorischen Aufwendungen sind dabei immens. Nachfolgend sollen am Beispiel einer Offshore-Erdgaspipeline [135] die Größenordnungen eines solchen Projektes aufgezeigt werden:

Tab. 2.15: Eckdaten Fertigung und Lieferung der Rohre einer Offshore-Erdgaspipeline [135]

Größe	Wert	Einheit
Abschnittslänge	835	km
Auslegungsdruck	156	bar
Volumenstrom	70–80	10 ⁶ m _N ³ /d
Innendurchmesser	1016–1066	mm
Wandstärken	23–34	mm
Rohrabschnittsgewicht	15–25	t
Rohrabschnittslänge	12	m
Stahlsorte	SAWL 485 IFD	-
Anzahl Rohre	65402	-
Stahlgewicht	630000	t
Anzahl Schmelzen im Stahlwerk	3700	-
Anzahl Werkstoffproben	268893	-
Anzahl Güterzüge	566	-
Anzahl Schiffstransporte	104	-
Fertigungsdauer	20	Monate

Wenn die Route genehmigt wurde, beginnt die Freimachung der Trasse. Dabei werden auf einer Breite von 20–30 m entlang der Route alle störenden Hindernisse entfernt (Bäume und sonstiger Bewuchs, ggf. Bauwerke). Gegebenenfalls werden noch Verdichtungsarbeiten, das Aufbringen zusätzlicher Bodenschichten oder das Anlegen von Behelfsstraßen nötig, um den Zugang zur Trasse auch für schwere Baugeräte zu ermöglichen. Anschließend wird entlang der eigentlichen Verlegeroute der Mutterboden entfernt und zwischengelagert. Es folgt der Aushub des eigentlichen Rohrgrabens, parallel dazu werden die vorgefertigten Rohrabschnitte angeliefert und entlang der Trasse platziert.

Die Länge der Rohrabschnitte beträgt üblicherweise 12 m, bei geeigneten Transportwegen (Bahn/Schiff) sind auch 18 m möglich [136]. Länge und Wandstärke der Pipeline sind bei Onshore-Projekten üblicherweise durch den Transport per LKW beschränkt. Um den Transport mit normalen Aufliegern ohne Sonderfahrten zu ermöglichen, sind Grenzen in Länge (16,5/18,75 m) und Gewicht (40 t) der Fahrzeuge einzuhalten. Bei großen Rohrdurchmessern kann deshalb teilweise nur ein

Rohr pro LKW verladen werden, bei zusätzlich besonders hohen Wandstärken können die Grenzen für den Transport per LKW schon überschritten werden, was die Gesamtkosten für den Bau der Pipeline deutlich erhöhen kann.

Die Verlegung der Rohrleitung erfolgt üblicherweise in der Endlosverlegetechnik (fortschreitend entlang der Trasse) [137]:

- das Zusammenfügen der Rohrleitungsabschnitte, ggf. Biegen der Rohre,
- das Verschweißen der einzelnen Rohre parallel zum Rohrgraben,
- Prüfung der Schweißnähte,
- Aufbringen von Korrosionsschutz und mechanischen Schutzschichten entlang der Stöße,
- das Verfüllen des Rohrgrabenbodens mit gesiebttem Bettmaterial,
- das Ablegen der Rohrleitung in den Rohrgraben.

Bei der Querung von Flüssen, Straßen, sonstigen Versorgungsleitungen oder ähnlichen Bauwerken wird die Rohrleitung in der Regel durch unterirdische, horizontale Richtbohrverfahren eingebracht. Dazu wird parallel zum Bohren durch das Erdreich ein äußeres Schutzrohr unterirdisch verlegt, in das dann die eigentliche Rohrleitung eingeführt wird. Auf diese Weise können Strecken bis zu mehreren hundert Metern ohne Zerstörung von Bauwerken oder der Erdoberfläche zurückgelegt werden.

Nach der Fertigstellung der gesamten Rohrleitung bzw. eines wesentlichen Abschnittes erfolgt eine Druckprüfung, um Dichtheit und Qualität der Schweißnähte nachzuweisen. Nach erfolgreicher Druckprobe wird der Rohrgraben verfüllt. Zusätzlich zur Pipeline werden zumeist noch weitere Signalleitungen und Hinweisbänder in den Rohrgraben eingebracht. Das eingebrachte Material wird verdichtet und die Bodenoberfläche mit Mutterboden wieder hergestellt. Die gesamte Trasse wird abschließend mit Pfählen oder ähnlichen Hinweisschildern markiert. Die Rohrleitung wird abschließend gespült, mittels Molchen von inneren Verunreinigungen befreit und auf einen vom Transportmedium abhängigen Taupunkt getrocknet [137].

Der Betrieb von CO₂-Pipeline unterscheidet sich nicht wesentlich von dem Betrieb von Gaspipelines [34], [138], [139], [33], [122]. Ausnahmen sind folgende:

- weniger Zwischenverdichter (damit weniger Flexibilität im Betrieb),
- zunächst nur Einzelpipelines, kein Netzwerk (weniger Flexibilität),
- Erstbefüllung und Entleerungen bei Reparaturmaßnahmen gestalten sich komplizierter,
- es gibt größere Druck- und Temperaturbereiche, die im Betrieb möglichst nicht unterschritten werden sollte (Vermeidung von Zweiphasenströmung),

generell ist das Prozessfenster, bei welchem die Transportaufgabe technisch funktionieren kann deutlich kleiner und es werden höhere Anforderungen an die Prozessüberwachung und -regelung gestellt.

Die Steuerung und Regelung des Transportprozesses erfolgt in einer zentralen Leitwarte. Dort laufen alle Prozessinformationen zusammen:

- Ein- und Austrittsparameter (Druck, Temperatur, Massenstrom, Zusammensetzung)
- Parameter an den Schieberstationen
- Zustandsdaten von Verdichtern, Armaturen und Nebenanlagen, sowie
- ggf. Informationen zu Kraftwerksprozess und Reservoirbedingungen.

Im Leitsystem wird zum einen über messwertbasierten Regelalgorithmen der Betrieb sichergestellt, zum anderen wird üblicherweise über eine parallel laufende Prozesssimulation des Transportsystems der Prozessverlauf ständig überwacht, teilweise erfolgt auch die Regelung simulationsbasiert. Damit werden folgende Aufgaben erfüllt:

- Durchsatzregelung durch die Verdichter,
- Gewährleistung des Mindesttransportdrucks am Eintritt und auf der Strecke,
- Überwachung der CO₂-Qualität und Lecküberwachung,
- Einhaltung des Prozessfensters (CO₂-Strom-Parameter an allen Stellen der Pipeline) und
- Steuerung von An-/Abfahrvorgängen, Linepack und sonstigen Betriebsabläufen.

2.2.5.7 Unterschiede Onshore/Offshore

Werden Pipelines auf bzw. unter dem Meeresgrund verlegt, gelten teilweise andere Randbedingungen bei der Auslegung und dem Bau der Pipeline. Die wesentlichen Einflussfaktoren [114] sind:

- erhöhte Belastung der Pipeline durch den Wasserdruck (zusätzlicher Außendruck),
- zusätzliche Auftriebskräfte der (ungefüllten) Pipeline,
- starke Biegebeanspruchung beim Verlegen der Pipeline,
- erhöhte Anforderungen an Korrosionsschutz aufgrund von Meerwasser,
- Untergrund kann nicht immer optimal vorbereitet werden, teilweise kommt es zu deutlich stärkeren Bodenbewegungen als an Land,
- erhöhte Gefahr der Beschädigung durch Schleppnetze oder Anker in Fischereigebieten und Gebieten sonstiger erhöhter Schiffsaktivität (Offshore-Förderplattformen etc.),
- geänderte Temperatur- und Wärmeübergangsbedingungen.

Die Verlegung von Offshore-Pipelines erfolgt zumeist von speziellen Schiffen aus. Auf diesen werden die Rohrabschnitte fortlaufend verschweißt, geprüft, versiegelt und mit einer Betonummantelung versehen. Vom Ende des Schiffes aus wird die Rohrleitung kontinuierlich in einem Rohrgraben im Meeresboden abgelegt. Dieser wird von einem Pflug oder einem automatisch arbeitendem Gerät direkt vor dem Verlegen hergestellt und im Anschluss verfüllt. Um den zusätzlichen Anforderungen gerecht zu werden, werden Offshore-Pipelines gegen die erhöhten Biegebeanspruchungen beim Verlegen und mit größeren Sicherheitsfaktoren ausgelegt. Zusätzlich werden folgende Maßnahmen zum Schutz der Pipeline getroffen [114]:

- Aufbringen zusätzlicher Korrosionsschutzschichten,
- Aufbringen zusätzlicher Rohrwandschichten zur Beschwerung und zum mechanischen Schutz der Pipeline,
- zusätzliche Verankerung im Meeresboden (teilweise).

2.2.6 CO₂-Speicherung

Das CO₂, welches in Kraftwerken oder anderen Industrieprozessen abgeschieden wurde, sollte dauerhaft aus der Atmosphäre ferngehalten werden, um einen Einfluss auf das Klima zu erwirken. Eine Freisetzung in die Atmosphäre sollte zumindest verhindert werden, solange die globalen Treibhausgasemissionen weiter steigen.

Prinzipiell wäre eine dauerhafte chemische oder biologische Bindung des CO₂ wünschenswert, aufgrund der großen Massenströme und der zu erwartenden Kosten ist derzeit aber die unterirdische Speicherung des CO₂ die einzige sinnvoll umsetzbare Option. Für die kurzfristige Speicherung von CO₂ können auch oberirdische Speicher genutzt werden, diese bieten die Möglichkeit, die CO₂-Produktion mehrerer Stunden bis Tage aufzunehmen und fungieren beispielsweise als Zwischenspeicher beim Schiffstransport von CO₂ oder als Ausgleichsbehälter für Produktionsschwankungen.

2.2.6.1 Oberirdische und sonstige Speichertypen

Oberirdische Speicher können zum Einsatz kommen, wenn es eine kurzfristige Speicherung von CO₂, zum Beispiel als Zwischenspeicher beim Schiffstransport notwendig ist. Dabei kann das CO₂ entweder gasförmig oder tiefkalt verflüssigt gespeichert werden. Es kommen Röhrenspeicher oder Drucktanks zum Einsatz. Das Speichervermögen umfasst hier typischerweise wenige Stunden Volllastproduktion.

Als Sonderform der oberirdischen Speicherung können Pipelines gelten, welche per *Line-Packing* aufgeladen werden. Dabei wird kurzfristig mehr CO₂ in die Leitung gefördert, als entnommen wird. Es kommt zum Druck- und Dichteanstieg und somit zu einer Erhöhung der Gesamtmasse des in der Pipeline befindlichen Fluides. Diese Art der Zwischenspeicherung bietet sich an, um den Massenstrom am Speicherstandort zu vergleichmäßigen oder ihn kurzfristig unterbrechen zu können.

Eine Speicherung des CO₂ in großen Wassertiefen auf dem Meeresboden wäre theoretisch ebenfalls denkbar. Hierbei wird das thermodynamische Verhalten des CO₂ unter hohen Drücken ausgenutzt. Ab einer bestimmten Wassertiefe (je nach Temperatur etwa 2000 bis 3500 m) hat das CO₂ aufgrund des hydrostatischen Druckes eine höhere Dichte als das umgebende Wasser. Statt aufzusteigen, würde das CO₂ absinken und sich am Meeresboden ansammeln. Bei geringen Temperaturen würde es zusätzlich zu einer Hydratbildung zwischen CO₂ und dem Meerwasser kommen (siehe auch Kapitel 2.1.2.2).

Diese Art der Speicherung weist aber einige Unsicherheiten auf. So können zum Beispiel Meeresströmungen das CO₂ über weite Strecken verteilen und evtl. auch wieder in flachere Gewässer drängen, sodass es aufsteigt und wieder in die Atmosphäre gelangt. Das CO₂ löst sich nach und nach im umgebenden Wasser und kann über Strömungen zur Meeresoberfläche und wieder in die Atmosphäre gelangen, außerdem kommt es durch die Bildung von Kohlensäure zu einer Absenkung des pH-Wertes des Wassers, mit nachteiligen Auswirkungen auf viele Meereslebewesen [8].

Insgesamt sprechen diese Nachteile gegen eine Speicherung des CO₂ auf dem Meeresgrund.

2.2.6.2 Unterirdische Speichertypen

Allgemeine Eigenschaften

Um größere Mengen (mehrere Mio. t/a) gasförmiger Medien dauerhaft zu speichern, kommen nur Untergrundspeicher in Betracht. Dabei sind vor allem Porenspeicher interessant, bei denen ein Fluid in sehr kleinen Hohlräumen im Gestein eingelagert werden kann.

Um das Speichervolumen effizient nutzen zu können, strebt man eine hohe Dichte des CO₂ unter den Speicherbedingungen an. Dies führt dazu, dass erst Speicherhorizonte ab einer gewissen Tiefe zur CO₂-Speicherung nutzbar sind, da unter dem dort herrschenden hydrostatischen Druck das CO₂ in der Dichten Phase vorliegt.

Zur dauerhaften Speicherung des CO₂ ist es notwendig, dass der ausgewählte Speicherhorizont eine dichte Begrenzung gegenüber anderen Erdschichten (insbesondere zu Grundwasserleitern) aufweist. In der Regel geht man davon aus, dass der Speicher nach oben von einer für CO₂ undurchlässigen Schicht begrenzt sein sollte (insbesondere für Speicher in geringer Tiefe, bei denen der Dichteunterschied zwischen dem Formationsfluid und dem CO₂ besonders hoch ist und das eingespeicherte CO₂ entsprechende Auftriebskräfte entwickelt) [140]. Idealerweise weist der Speicherhorizont eine Antiklinale (Aufwölbung in Glockenform) auf, sodass das CO₂ an einer horizontalen Ausbreitung gehindert wird und lokal begrenzt im Untergrund verbleibt, wodurch das Monitoring des Speichers vereinfacht wird.

Prinzipiell geeignete Speichertypen sind folgende (siehe auch Abb. 2.30):

- Saline Aquifere (tiefe, wasserführende Gesteinsschichten),
- Öl-/Gasfelder (unerschlossen, aktiv oder leergefördert),
- Kohleflöze (tiefe Schichten ohne wirtschaftlichen Nutzen).

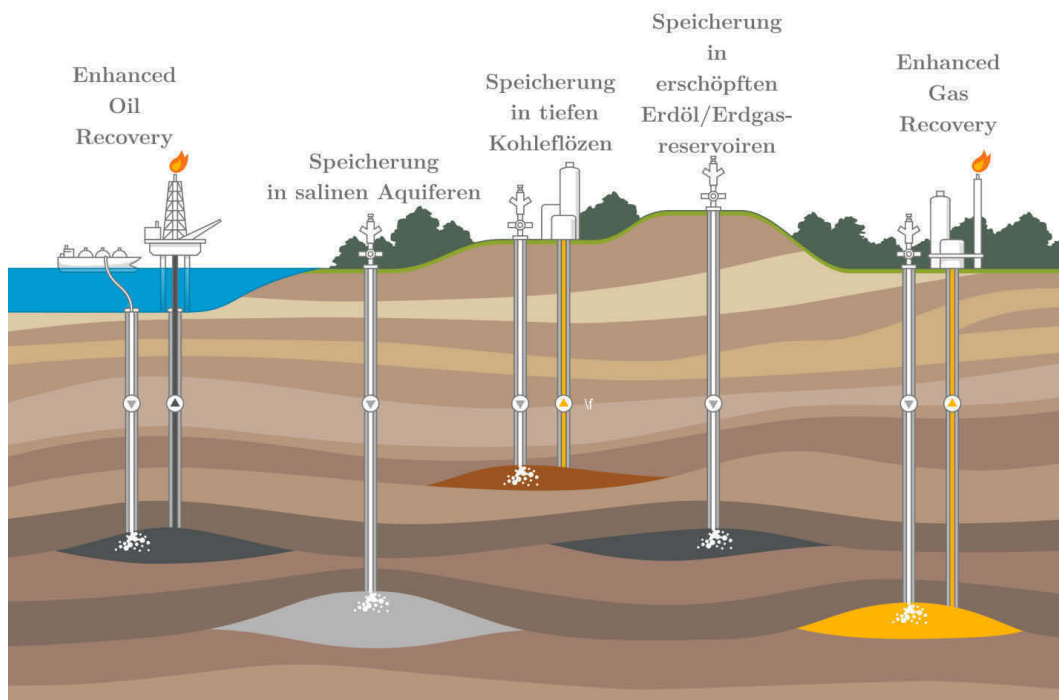


Abb. 2.30 Unterirdische CO₂-Speicheroptionen (abgewandelt nach [13], [8], [141])

Die Lagerstätten fossiler Brennstoffe bieten sich als CO₂-Speicher insbesondere deshalb an, weil sie ihre Dichtheit schon über Jahrmillionen unter Beweis gestellt haben. Außerdem sind sie in der Regel gut erkundet und ggf. bereits über Bohrungen zugänglich. Saline Aquifere bieten den Vorteil, dass das Deckgestein in der Regel nicht durch Förderbohrungen perforiert wurde, sind jedoch vorab aufwendiger zu erkunden, um die Speicherintegrität sicherzustellen.

Weitere Anforderungen an den Speicherhorizont sind:

- ein zur Betriebsdauer der CO₂-Quelle passendes Speichervolumen,
- ausreichende Permeabilität, um den anfallenden CO₂-Strom mit möglichst wenigen Injektionsbohrungen einspeichern zu können und
- mechanische Stabilität gegenüber dem erhöhten Reservoirdruck.

Typische für die Untergrundspeicherung geeignete Reservoirs liegen in etwa 1 bis 3 km Tiefe und weisen ein Speicherpotential für mehrere Millionen Tonnen CO₂ auf.

Enhanced Oil/Gas Recovery

Technologien ähnlich der CO₂-Speicherung werden seit mehreren Jahrzehnten zur Erhöhung der Ausbeutung von Lagerstätten für Erdöl eingesetzt [142], seit Kurzem auch vermehrt zur Steigerung der Gasproduktion. Diese sogenannten *Enhanced-Oil-Recovery* (EOR) bzw. *Enhanced-Gas-Recovery*-Technologien (EGR) nutzen die physikalischen Eigenschaften des CO₂, um die Förderraten zu erhöhen oder um Reservoirs besser auszuschöpfen. Dazu wird über eine separate Bohrung CO₂ in das Reservoir eingebracht. Beim Kontakt des CO₂ mit Erdöl ergeben sich folgende Effekte [143]:

- die Viskosität des Erdöls wird herabgesetzt,
- die Dichte des Erdöls nimmt ab und das Volumen des zu fördernden Fluides nimmt zu,
- die Grenzflächenspannung nimmt ab.

Diese Effekte führen gemeinsam dazu, dass die Förderung des Erdöls erheblich vereinfacht wird. Dadurch, dass ein Erdöl-CO₂-Gemisch gefördert wird, kommt es nicht zu einer vollständigen Speicherung des CO₂ im Untergrund. Teile des CO₂ treten wieder aus dem Reservoir aus und müssen ggf. wieder abgeschieden werden. Eine echte Speicherung kann man nach Abschluss der Förderung erreichen, indem die Förderbohrungen versiegelt werden, jedoch weiterhin CO₂ in das Reservoir eingeleitet wird.

Ähnlich funktioniert *Enhanced Gas Recovery*: auch hier wird CO₂ in das Reservoir geleitet, der Vorteil besteht jedoch hauptsächlich in der Verdrängungswirkung des CO₂ und in der Druckerhöhung, die durch die Einleitung entsteht. Das zu fördernde Erdgas wird von dem CO₂ idealerweise in Richtung Förderbohrung gedrückt, dazu wird CO₂ seitlich bzw. unterhalb der gasführenden Schicht eingebracht. Auch hier kommt es mit zunehmender Dauer der Einleitung des CO₂ zu einem Anstieg des CO₂-Gehaltes im geförderten Gas, sodass gegebenenfalls eine zusätzliche CO₂-Wäsche am Produktionsstandort eingerichtet werden muss, um die Qualität des Erdgases abzusichern. Nach vollständiger Ausbeutung des Gasfeldes kann dieses dann zur Speicherung weiterer Mengen CO₂ genutzt werden.

Acid Gas Injection

Insbesondere in Kanada und den USA wird seit den 90er Jahren eine der CO₂-Speicherung ähnliche Technologie eingesetzt, um unerwünschten Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid (sogenanntes Acid

Gas), welche bei der Weiterverarbeitung des Erdgases entstehen, zu entsorgen. Diese Möglichkeit wird vor allem für kleinere Mengen $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ -Gemisch (etwa $140000 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{d}$) eingesetzt, wobei hauptsächlich die reine Speicherung/Entsorgung, teilweise aber auch schon EOR-Projekte umgesetzt wurden [70].

Enhanced Coal Bed Methane Production

Die Einlagerung von CO_2 in tiefen Kohleflözen, kombiniert mit der Förderung des innerhalb der Kohle eingelagerten Methans (ECBM) ist eine weitere Möglichkeit der unterirdischen Speicherung von CO_2 . Das Prinzip ist dem EOR ähnlich, mit dem Unterschied, dass die festen Bestandteile des Brennstoffes (Kohle) in der Erde verbleiben. Lediglich das an die Kohleporen gebundene Methan sowie Formationswasser werden gefördert [8].

Dabei wird das gegenüber CH_4 in Richtung CO_2 verschobene Adsorptionsgleichgewicht ausgenutzt: das CO_2 wird an die Kohle gebunden und das frei werdende CH_4 kann über eine Produktionsbohrung gefördert werden und analog zu Erdgas genutzt werden. Da die Permeabilität der Kohle in der Regel gering ist, müssen relativ viele Bohrungen gesetzt werden, um ein Kohlefeld ergiebig nutzen zu können [144].

Reine Speicherung – Saline Aquifere

Eine langfristige Speicherung des CO_2 sollte möglichst wenige Risiken in sich bergen. Insbesondere alte Bohrungen, wie sie in aktiven oder leergeforderten Erdöl- und Erdgasfeldern anzutreffen sind, stellen potentielle Austrittsmöglichkeiten für CO_2 und damit ein erhöhtes Leckrisiko dar. Die Speicherung von CO_2 in Salinen Aquiferen stellt in dieser Hinsicht die nachhaltigere Alternative dar, da hier üblicherweise deutlich weniger Bohrungen vorhanden sind, und soll in dieser Arbeit deshalb vorrangig betrachtet werden.

Die Speicherung des in einen Aquifer eingebrachten CO_2 wird durch mehrere Prozesse bewirkt [8]:

- struktureller Einschluss durch die Lage von Aquifer und Deckgestein (sofort bis mehrere Jahrzehnte nach der Injektion),
- kapillare Bindung an die Poren des Aquifers und Lösung im Porenwasser des Aquifers (mehrere Jahrzehnte bis Jahrhunderte nach der Injektion),
- chemisch-mineralische Umwandlung/Karbonatbildung (Jahrhunderte bis Jahrtausende nach der Injektion).

2.2.6.3 Injektionstechnologien

Die eigentliche Einbringung des CO_2 in den Speicher erfolgt über Injektionsbrunnen, welche bis zum gewählten Speicherhorizont reichen. Ein Injektionsbrunnen besteht im Wesentlichen aus einer Rohrleitung, welche, durch äußere Schutzhüllen gegen Verformung oder Zerstörung geschützt, über mehrere hundert Meter bis mehrere Kilometer in die Tiefe verlegt wurde.

Dazu wird zunächst eine Bohrung abgeteuft und die Bohrlochverrohrung (Casing) nach und nach einzementiert. Üblicherweise werden mehrere Casings eingesetzt, welche mit zunehmender Tiefe im Durchmesser abnehmen und von außen nach innen jeweils tiefer in das Bohrloch hinab reichen. Ist die gewünschte Tiefe erreicht, wird das Casing abschließend einzementiert. Ziel der Bohrlochverroh-

ung ist eine ausreichende Stabilität der Bohrung zu schaffen und insbesondere den Austausch von Fluiden zwischen unterschiedlichen Gesteinsschichten zu unterbinden [145]. Als nächstes wird die Perforierung erstellt, die die Schnittstelle zum Speicherhorizont darstellt. Abschließend wird die eigentliche Injektionsrohrleitung eingebracht und über den Packer gegenüber der Verrohrung abgedichtet. Der zwischen Injektionsrohr und Casing entstehende Annulus wird üblicherweise mit Wasser und Korrosionsinhibitoren gefüllt. Den oberirdischen Abschluss der Injektionsrohrleitung bildet der Brunnenkopf (Wellhead), welcher die Schnittstelle zum Eruptionskreuz (Christmas Tree) und damit zur Pipeline bzw. Rohrleitungen zwischen Pipeline, optionalen Aufbereitungsanlagen und der Injektionsrohrleitung darstellt. Hier werden außerdem Leitungen für Spülungen und zur Befüllung des Annulus angeschlossen. Der Wellhead beinhaltet üblicherweise die erste absperrbare Armatur. Ventile weiter unten im Bohrloch sind, wenn überhaupt vorhanden, dann nur als Sicherheitsventil ausgeführt, nicht zur Regelung des Fluidstromes. Eine schematische Darstellung eines Injektionsbrunnens findet sich in Abb. 2.31.

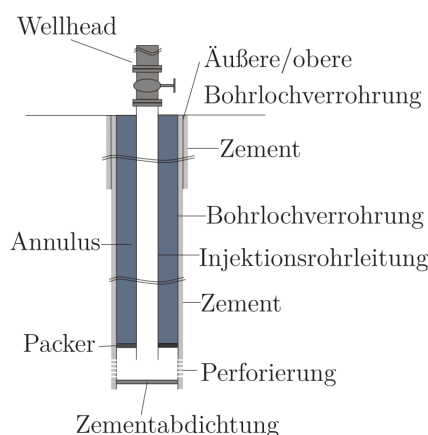


Abb. 2.31 Schema CO₂-Injektionsbrunnen (Verrohrung)

Ein Injektionsbrunnen muss nicht zwingend senkrecht zur Erdoberfläche verlaufen. Horizontal- und Richtbohrverfahren ermöglichen einen gekrümmten Verlauf der Injektionsbohrung. Diese Technik wird bei vielen Formationen eingesetzt, welche nur eine relativ geringe vertikale Ausdehnung und nur eine geringe Permeabilität aufweisen oder generell schwer zugänglich sind. Ein Beispiel ist im Slepner-CO₂-Projekt zu finden. Dort wird über eine horizontal abgelenkte Bohrung CO₂ in die Utsira-Formation injiziert (siehe Abb. 2.32).

Förderplattform Slepner A

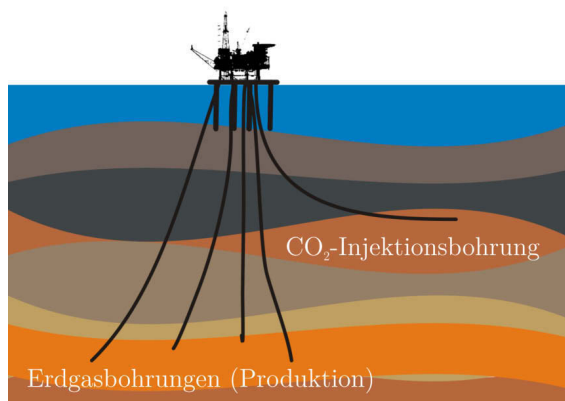


Abb. 2.32 Schema CO₂-Injektion Slepner (abgewandelt nach: [146])

Die Anzahl der Injektionsbrunnen ist unter anderem abhängig von [147], [148]:

- Massenstrom CO₂,
- zulässiger Strömungsdruckverlust,
- Ausdehnung der Perforation,
- Permeabilität/Injektivität der Speicherschicht,
- vertikaler/horizontaler Injektionsbrunnen,
- zulässiger Druck im Gestein um den Injektionsbrunnen,
- Tiefe/Gegendruck der Speicherschicht,
- Art und Anzahl der Produktionsbohrungen (Wasser/Öl/Gas).

Die Zahl der Injektionsbrunnen kann dabei von einem bis zu mehreren Dutzend betragen [149]. Bei gut geeigneten Speicherformationen wie zum Beispiel der Utsira-Formation des Sleipner-CCS-Projektes kann für geringe Massenströme ein einzelner Injektionsbrunnen ausreichen. Sind die Bedingungen suboptimal, müssen mehrere (dutzende bis hunderte) Injektionsbrunnen und gegebenenfalls auch Produktionsbrunnen eingesetzt werden, um die zulässigen Formationsdrücke einzuhalten [150], [151]. Man kann davon ausgehen, dass bei gut geeigneten Formationen (wie Sleipner/Snøhvit) weit über 1 Mio. t/a über einen Injektionsbrunnen eingespeichert werden können [150]. Im Bereich des EOR werden deutlich mehr Brunnen eingesetzt, hier kann die Anzahl bis über 500 betragen [145].

2.2.6.4 Speichercharakteristik Aquifere

Die in einer Aquiferformation speicherbare Menge an CO₂ lässt sich in erster Näherung über folgende Formel berechnen:

$$m_{\text{CO}_2} = V_{\text{Speicher}} \cdot \varphi \cdot \rho_{\text{CO}_2} \cdot E \quad \text{Gl. 2.56}$$

Wobei V_{Speicher} das Gesamtvolumen der Speicherschicht darstellt, φ die Porosität des Speichergesteins, ρ_{CO_2} die Dichte des CO₂ unter den im Speicher herrschenden Druck- und Temperaturbedingungen, sowie E einen Faktor für die Effizienz des Speichers. Während die ersten Parameter vergleichsweise einfach bestimmt werden können, kann die Effizienz nur aus Erfahrungswerten abgeleitet werden bzw. nach der Injektionsperiode bestimmt werden. Die Effizienz hängt unter anderem davon ab, welche Teile des Speichers überhaupt vom CO₂ erreicht werden können (geschlossene Poren, inhomogene Verteilung von Gestein und Poren). Typische Werte für die Effizienz liegen im niedrigen einstelligen Prozentbereich [152].

Um das CO₂ einspeichern zu können, ist ein gegenüber dem Ruhedruck der Speicherschicht erhöhter Injektionsdruck notwendig. Diese Druckdifferenz führt zum Einströmen des CO₂ in die Formation und einer Verdrängung des Formationsfluides vom Injektionspunkt weg.

Die Höhe der Druckdifferenz bei der Durchströmung einer porösen Formation ist in erster Linie abhängig vom Volumenstrom \dot{V} des CO₂ und von der Permeabilität k des Speichergesteins und von der Viskosität η des strömenden CO₂.

Der Zusammenhang wird im Darcy-Gesetz (vereinfacht) dargestellt [153]:

$$\dot{V} = -\frac{k}{\eta} \nabla p \quad \text{Gl. 2.57}$$

Die Permeabilität k wird dabei üblicherweise in Darcy angegeben ($1 \text{ D} = 9,86923 \cdot 10^{-13} \text{ m}^2$). Für den einfachsten Fall (1-D-Strömung durch die Fläche A entlang der Länge l) lautet die Gleichung [154]:

$$\dot{V} = -\frac{k \cdot A}{\eta} \left(\frac{dp}{dl} \right) \quad \text{Gl. 2.58}$$

Für ein 2-D-Reservoir (hohlzylinderförmiges Reservoir der Höhe h , dem äußeren Radius r_a und dem Brunnendurchmesser r_e , siehe Abb. 2.33) ergibt sich nach Integration und umstellen:

$$\dot{V} = -\frac{2\pi \cdot k \cdot h (p_a - p_e)}{\eta \ln\left(\frac{r_a}{r_e}\right)} \quad \text{Gl. 2.59}$$

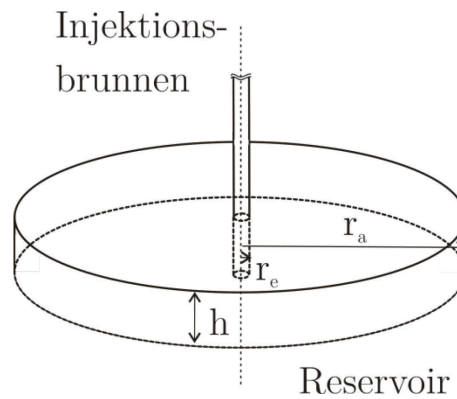


Abb. 2.33 Modell 2-D-Reservoir

Durch umstellen erhält man die Injektivität, eine Größe zur vereinfachten Beschreibung eines Reservoirs:

$$\frac{\dot{V}}{(p_a - p_e)} = -\frac{2\pi \cdot k \cdot h}{\eta} \ln\left(\frac{r_a}{r_e}\right) \quad \text{Gl. 2.60}$$

$$I = \frac{\dot{V}}{(p_e - p_a)} \quad \text{Gl. 2.61}$$

Die Injektivität wird in der Regel durch Versuche bestimmt, indem man die Druckdifferenz zwischen dem ungestörten Reservoir und dem Injektionsdruck bei einem bestimmten Volumenstrom bestimmt.

Im einfachsten Fall wird von einer linearen Injektivität ausgegangen, d. h. der einspeicherbare Volumenstrom ist proportional zum Injektionsdruck.

$$\dot{V} = I \cdot (p_e - p_a) = \text{const.} \quad \text{Gl. 2.62}$$

Eine Anpassung an die realen Bedingungen besteht zumeist noch in der Einführung eines Mindestdruckes, ab dem ein relevanter Volumenstrom eingespeichert werden kann. Dazu wird ein weiterer Term \dot{V}_0 eingeführt, welcher kleiner oder gleich Null ist:

$$\dot{V} = \dot{V}_0 + I \cdot (p_e - p_a) \quad \text{Gl. 2.63}$$

Als Massenstromgleichung ausgedrückt lautet die Gleichung:

$$\dot{m} = \frac{1}{\rho} (\dot{m}_0 + I \cdot (p_e - p_a)) \quad \text{Gl. 2.64}$$

Mithilfe dieser Gleichung lassen sich Reservoirs sehr einfach beschreiben, wobei natürlich aufgrund der wenigen Parameter nur ein sehr reduziertes Modell des Reservoirs (reine Druckabhängigkeit) aufgebaut werden kann.

Die Injektionsrate steigt mit dem Injektionsdruck so lange, bis der sogenannte Fracture-Druck des Reservoirs erreicht ist. Ab diesem Druck kann die Gesteinsmatrix ihre ursprüngliche Form nicht mehr beibehalten, es kommt zu Rissen. Während solche Risse beispielsweise bei der Gasförderung gewollt sind und teilweise gezielt erzeugt werden (Fracking), sind sie für eine Langzeitspeicherung unerwünscht, da sich hier unerwünschte Migrationspfade bilden und sich Schäden am Deckgebirge, welches das weitere Aufsteigen des CO₂ verhindern soll, nicht ausschließen lassen.

Der Fracture-Druck ist abhängig von der Art des Gesteines und der Tiefe des Reservoirs. Mit steigender Tiefe nimmt der Fracture-Druck zu, d. h. in tieferen Reservoirs können höhere Injektionsraten erzielt werden, ohne die Integrität des Reservoirs zu gefährden.

Typische Werte für den Fracture-Druck liegen, je nach Tiefe bei etwa 130 % bis 240 % des jeweiligen hydrostatischen Druckes:

Tab. 2.16: Werte für Fracture-Drücke in Aquiferen

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Fracture-Druck/Hydrostatischer Druck	130–181	%	[155]
Fracture-Druck/Reservoirdruck(Weyburn)	204–218	%	[156]
Fracture-Druck/Hydrostatischer Druck (bis 1000 m)	135	%	[157]
Fracture-Druck/Hydrostatischer Druck (1000 m bis 5000 m)	240	%	[157]
Fracture-Druck/Hydrostatischer Druck	180	%	[158]
Fracture-Druckgradient	0,2095	bar/m	[156]
Fracture-Druckgradient	0,181	bar/m	[158]

Um die Rissbildung im Reservoir wirkungsvoll zu verhindern, sollte der Injektionsdruck etwa 90 % des jeweiligen Fracture-Druckes nicht überschreiten.

Der im Reservoir herrschende Druck (sofern dieser nicht durch menschliche Aktivitäten erhöht oder gesenkt wurde) entspricht typischerweise dem hydrostatischen Druck. Dieser ergibt sich aus der Tiefe des Reservoirs sowie der Masse der auf dem Reservoir lastenden Fluide. Der hydrostatische Druck p_{hy} für reines Wasser berechnet sich vereinfacht über:

$$p_{hy} = \bar{\rho}_w \cdot g \cdot z \quad \text{Gl. 2.65}$$

Die Dichte ist dabei über die Tiefe z zu integrieren, um deren Druck- und Temperaturabhängigkeit zu berücksichtigen. Alternativ kann mit Mittelwerten gerechnet werden.

Bei salinen Aquiferen hat das Wasser einen erhöhten Salzgehalt (und somit erhöhte Dichte). Nimmt man die gelösten Salze hinzu, ergibt sich:

$$p_{hy} = \bar{\rho}_{w+s} \cdot g \cdot z = (\overline{x_w \cdot \bar{\rho}_w + x_s \cdot \bar{\rho}_s}) \cdot g \cdot z \quad \text{Gl. 2.66}$$

Der Salzgehalt wird über die Salinität beschrieben, der Masse an gelösten Stoffen pro Masse Lösung:

$$S = \frac{m_s}{(m_s + m_w)} \quad \text{Gl. 2.67}$$

Zur Berechnung der Dichte von Salzwasser nutzt man dann folgende Formel:

$$\bar{\rho}_{w+s} = \bar{\rho}_w \cdot (1 + \beta_s \cdot S) \quad \text{Gl. 2.68}$$

wobei der haline Kontraktionskoeffizient β_s den Einfluss der gelösten Salze auf das Volumen der Lösung beschreibt. Typische Werte der Salinität sind in folgender Tabelle aufgeführt:

Tab. 2.17: Salinität in Aquiferen

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Salinität Aquifere	27–248–(350)	g/l	[159]
	0–(0,068)–0,231	kg/kg	[160]
Salinität Ketzin	231	g/l	[161]
Salinität Sleipner	33–43	g/l	[162]
Salinität In Salah	170	g/l	[163]
Salinität Snøwhit	160	g/l	[163]
Salinität Ozeane	0,035	kg/kg	[164]
β_s (Salze)	0,7–1	$10^{-6} \text{ l mg}^{-1}$	[164]
β_s (CH ₄)	–1,25	$10^{-6} \text{ l mg}^{-1}$	[164]
β_s (CO ₂)	0,273	$10^{-6} \text{ l mg}^{-1}$	[164]
β_s (Meerwasser)	0,761	$10^{-6} \text{ l mg}^{-1}$	[164]

Nachfolgend sind weitere wesentliche Eckdaten von aktiven Aquiferspeichern aufgelistet:

Tab. 2.18: Spektrum der Hauptparameter von CO₂-Aquiferspeichern (existierende Projekte) [165], [166]

Größe	Wert	Einheit
Porosität	4–37	%
Permeabilität	8–5000	mD
Tiefe	650–3140	m
Ausdehnung vertikal	22–300	m
Druck	73–265	bar
Temperatur	26–110	°C

Weitere Parameter von Aquiferspeichern finden sich in Anhang IV.

Für Aquifere ergeben sich somit Druckgradienten von etwa 100 bar/km (geringe Salinität) bis etwa 130 bar/km (erhöhte Salinität). Mit zunehmender Tiefe steigt auch die Temperatur im Reservoir.

Je nach Region und Gesteinstyp ergeben sich Gradienten von etwa 25 °C/km bis 45 °C/km Tiefe:

Tab. 2.19: Druck- und Temperaturgradienten Aquifere

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Temperaturgradient	25–(35)–45	°C/km	[167]
	25–45	°C/km	[8]
	30	°C/km	[168]
Druckgradient	105	bar/km	[161]
	108–(122)–156	bar/km	[169]
Druckgradient Aquifere Kanada	100–120	bar/km	[170]
Druckgradient Aquifere Norddeutschland	105–130	bar/km	[8]

Einen Überblick über den Einfluss von Druck- und Temperaturgradienten auf die Dichte von CO₂ in verschiedenen Speichertiefen gibt Abb. 2.34:

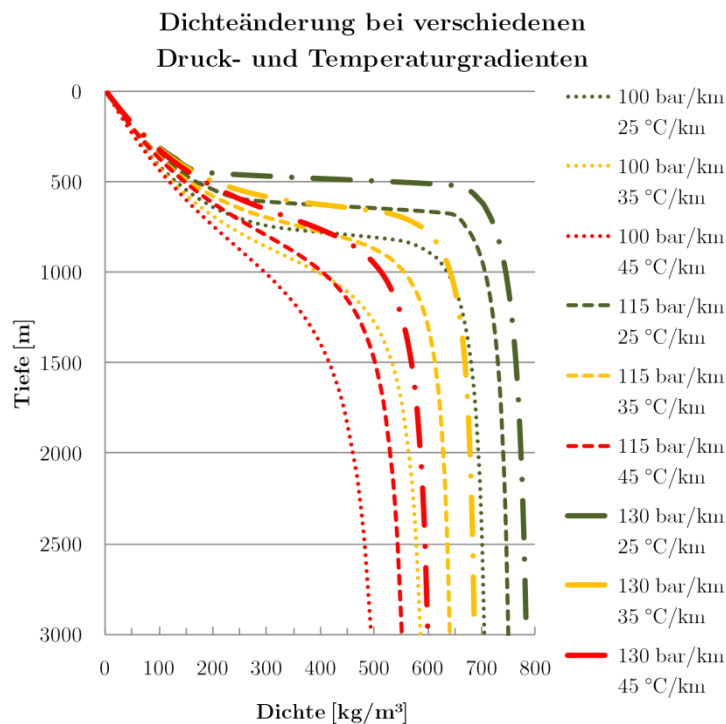


Abb. 2.34 Einfluss von Druck- und Temperaturgradienten auf die Dichte

2.2.7 CCS-Projekte

Während weltweit umfangreiche Forschungsarbeiten und viele Pilotprojekte durchgeführt wurden, gibt es nur eine sehr überschaubare Anzahl an CCS-Projekten im Demonstrationsmaßstab (>100 MW Kraftwerksleistung oder >1 Mio. t/a CO₂-Injektion).

Das Global CCS Institute listete im Sommer 2015 22 Projekte zu CCS im Kraftwerkssektor [171], insgesamt werden 55 Großprojekte in verschiedenen Industriezweigen und in verschiedenen Stadien (Konzept, Planung/Bau, Betrieb) gelistet. Davon war lediglich das kanadische Boundary-Dam-Projekt bis zur Inbetriebnahme umgesetzt. Im Bereich der Erdgasaufbereitung wurden acht aktive Projekte gelistet. Viele andere Projekte sind seit Jahren in Planung, aber aufgrund der Veränderungen im Energiesektor (Verschiebung der Erzeugung auf Basis von Kohle in Richtung Erdgas) sind Investoren derzeit nicht gewillt, in CCS-Projekte zu investieren.

Nachfolgend sollen kurz die aktuellen großen CCS-Projekte vorgestellt werden.

Weitere Projekte finden sich unter [246] bis [281].

Sleipner

Im Sleipner-Gasfeld zwischen Norwegen und Schottland wird das bei der Erdgasaufbereitung anfallende CO₂ direkt auf der Förderplattform abgeschieden und in etwa 1000 m Tiefe in die Utsira-Sandstein-Formation über der Gaslagerstätte eingespeichert.

Die Speicherung läuft seit 1996, jährlich werden etwa 0,9 Mio. t CO₂ (98 % CO₂ + 2 % CH₄) eingelagert. Insgesamt beträgt die eingespeicherte Menge etwa 15 Mio. t, bis 2020 sollen etwa 17 Mio. t eingespeichert werden [172].

Snøhvit

Das im Snøhvit-Gasfeld nördlich von Hammerfest/Norwegen geförderte Erdgas wird an Land aufbereitet (LNG) und das abgeschiedene CO₂ wird über eine 145 km lange Pipeline zurück zum Gasfeld transportiert. Die Einspeicherung erfolgt über unterseeische Anlagen.

Von 2008 bis 2011 wurde das CO₂ in der Tubåen-Formation unterhalb der Gaslagerstätte in etwa 2600 m Tiefe gespeichert. Im Jahr 2011 kam es zu einem stetigen Druckanstieg im Reservoir. Als Grund werden Ablagerungen im Nahfeld der Injektionsbohrungen vermutet. Da das CO₂ vollständig trocken in die Formation eintritt, wird ein Auskristallisieren der im Formationswasser gelösten Salze vermutet. Da der gewünschte Massenstrom ohne weitere Erhöhung des Injektionsdruckes nicht eingespeichert werden konnte, wurde die Injektion in der Stø-Formation, aus welcher auch das Erdgas gefördert wird, fortgesetzt. Jährlich werden etwa 0,7 Mio. t CO₂ injiziert.

Boundary Dam

Das Boundary-Dam-Projekt in Kanada ist zurzeit das am weitesten fortgeschrittene CCS-Projekt weltweit. Es umfasst einen auf CCS umgerüsteten Kraftwerksblock (110 MW, Braunkohle) mit einer CO₂-Abscheideanlage auf Basis der Post-Combustion-Technologie (99,99 % CO₂-Reinheit). Der Großteil des abgeschiedenen CO₂ (etwa 1 Mio. t/a) wird über eine 66 km lange Pipeline zum Weyburn-Ölfeld transportiert und für EOR eingesetzt [73]. Das restliche CO₂ wird in etwa 3 km Entfernung zum Kraftwerk im Rahmen des Aquistore-Projekts in 3400 m Tiefe in einem Aquifer gespeichert. In der ersten Versuchsphase sollen so 1000 t/d CO₂ eingespeichert werden [173], [174].

Weyburn-Midale-Projekt

Das Weyburn-Midale-Projekt des Greenhouse-Gas-Programmes der International Energy Agency (IEA-GHG) war eines der ersten Großprojekte, die sich der unterirdischen CO₂-Speicherung widmeten. Dabei lag der Schwerpunkt auf dem Monitoring und der Untersuchung der Ausbreitung des CO₂ im Untergrund. Das CO₂ stammt aus einer Anlage zur Kohlevergasung in North Dakota (Great Plains Synfuels) und wird über eine etwa 290 km lange Pipeline nach Saskatchewan/Kanada transportiert. Zwischen den Jahren 2000 und 2015 wurden insgesamt über 25 Mio. t CO₂ (sowie Wasser) in zwei alte Ölfelder (Weyburn und Midale) in etwa 1500 m Tiefe injiziert und trugen zum Enhanced Oil Recovery bei. Parallel wurde gemessen, wie sich das CO₂ im Untergrund ausbreitet und wie das CO₂ mit dem Untergrundgestein reagiert. Das CO₂ wird bei der Förderung des Öls zum Teil wieder aus dem Speicher getragen, danach jedoch vom Öl getrennt und wieder injiziert. Derzeit werden etwa 2,5 Mio. t CO₂ eingespeichert [175], [176], [177].

2.2.7.1 CO₂-Pipelines

Eine eigene Recherche (vollständige Tabelle in Anhang V) zu Projekten mit CO₂-Pipelines ist in Abb. 2.35 zusammengefasst. Dargestellt sind Kennwerte von CO₂-Pipelines in aktiven oder geplanten Projekten. Wie man erkennen kann, überwiegen kleinere Pipelines mit Durchmessern unter

500 mm und Massenströmen unter 200 kg/s (720 t/h bzw. 6,3 Mio. t/a). Die meisten der Pipelines werden im Bereich EOR genutzt oder geplant.

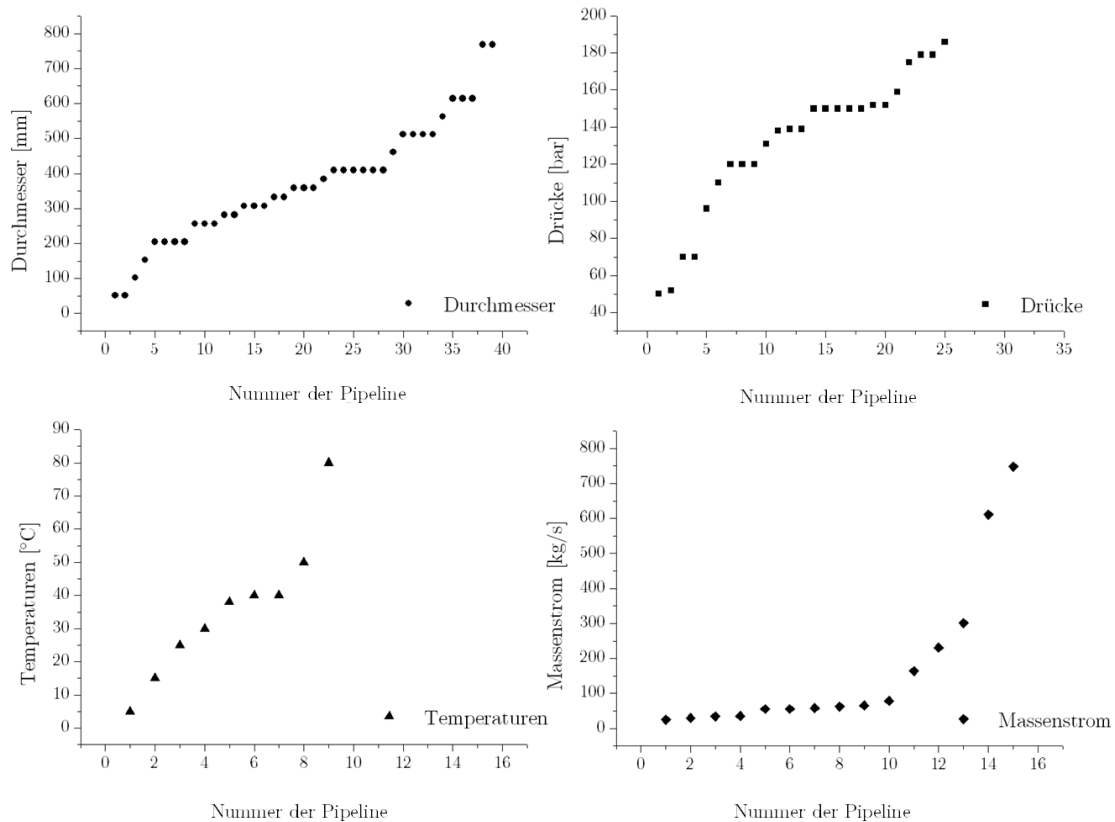


Abb. 2.35 Kenngrößen verschiedener CO₂-Pipelines (Auswahl der Pipelines aus [246] bis [281])

Canyon-Reef-Carrier-Pipeline

Eine der ersten CO₂-Pipelines in den USA war die Canyon-Reef-Carrier-Pipeline (CRC-Pipeline) [8]. Sie wurde 1970 gebaut und transportiert seit 1972 ein Gemisch aus CO₂ und CH₄ von einem Vergaser zum SACROC-Ölfeld, wo das Gemisch zum EOR genutzt wird.

Tab. 2.20: Eckdaten Canyon-Reef-Carrier-CO₂-Pipeline

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Werkstoff	16" .375 API 5LX X60	-	[178]
Außendurchmesser	409,6	mm	[178]
Wandstärke	9,6	mm	[178]
Innendurchmesser	390,4	mm	[178]
Volumenstrom (max.)	88,49	m ³ /s	[33], [138]
Massenstrom (max.)	4,6–5,2	Mio. t/a	[33], [138]
Druck	162–175	bar	[145], [138]

Die Pipeline erstreckt sich über 225 km in Texas von McCamey bis zur SACROC-Anlage auf dem Kelly-Snyder-Ölfeld. Dort wird das CO₂-Gemisch zur Sekundär- und Tertiäerausbeutung der Öllagerstätte in etwa 1830–2135 m Tiefe genutzt. Dazu wird das Gemisch über bis zu 414 Injektionsbrun-

nen in die Lagerstätte geleitet [145]. Insgesamt wurden seit der Inbetriebnahme über 150 Mio. t CO₂ injiziert, dies entspräche in etwa dem 40-jährigen CO₂-Ausstoß eines 500 MW-Kraftwerkes [179].

Der Verlauf der Pipeline ist in folgender Abbildung dargestellt:

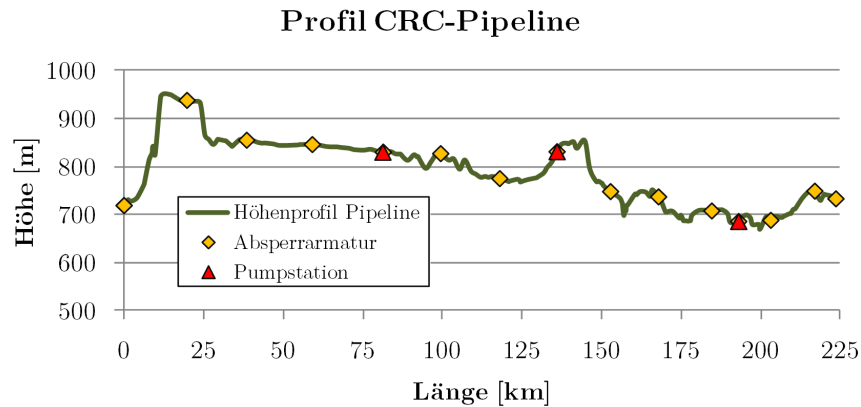


Abb. 2.36 CRC-Pipeline (Daten von einem Drucktest 2003, [178])

Dakota-Gasification-Company-CO₂-Pipeline/Souris-Valley-Pipeline

Die Dakota Gas Company betreibt eine 330 km lange CO₂-Pipeline, welche von Beluah in North Dakota, USA bis Good Water, Saskatchewan, Kanada verläuft. Das transportierte CO₂ stammt aus dem Great-Plains-Synfuel-Werk, in welchem Braunkohle vergast wird. Das CO₂ wird trocken und mit einer Reinheit von etwa 95 % abgeschieden. Der Transport erfolgt bei einem Druck von etwa 186 bar bis zur Hälfte der Pipeline, dort wird der Druck über eine Boosterpumpe auf etwa 205 bar erhöht [179].

Weitere Kenndaten finden sich in folgender Tabelle:

Tab. 2.21: Eckdaten Dakota-Gasification-Company-CO₂-Pipeline/Souris-Valley-Pipeline

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Werkstoff	14" OD 0.375" X70/ 12,75" OD 0.375" X70	-	[180]
Außendurchmesser	326,4–358,4	mm	[180]
Wandstärke	9,6	mm	[180]
Länge	330	km	[180]
Massenstrom	2–3	Mio. t/a	[179]
Druck	186–205	bar	[179]
Absperrstationen	12	-	[179]

Die Pipeline führt zu den Ölfeldern Weyburn und Midale, wo das CO₂ zum EOR in zwei Erdölreservoirs in etwa 1500 m Tiefe zur Erhöhung der Ausbeutung genutzt wird. Jährlich werden etwa 2,4 Mio. t in Weyburn und 0,6 Mio. t in Midale injiziert.

2.3 Grundlagen Modellierung CO₂-Transport

Die Modellierung des CO₂-Transportes soll folgende Ergebnisse bzw. Informationen liefern:

- Umsetzbarkeit des Prozesses unter allen denkbaren Randbedingungen,
- notwendige Eintrittsdrücke und -temperaturen,
- Durchmesser der Rohrleitung,
- notwendige zusätzliche Apparate/Maschinen,
- Verläufe von Druck, Temperatur, Dichte entlang der Pipeline,
- Druck- und Wärmeverluste entlang der Pipeline,
- Auswirkungen schwankender Massenströme am Eintritt auf das Gesamtsystem und
- Prozessverläufe für typische Betriebsregimes.

Dazu werden mittels geeigneter Prozessmodelle die Zustandsänderung des zu transportierenden Fluids in alle am CO₂-Transport beteiligten Maschinen, Anlagen und sonstige Komponenten mathematisch abgebildet. Diese Prozessmodelle sollen die zeitliche Änderung von Massenstrom, Druck, Enthalpie, Temperatur, Dichte etc. des Fluids und die Massen- und Energieflüsse an den mit dem Fluid in Austausch stehenden sonstigen Transportsystemkomponenten abbilden.

Der erste Schritt der Modellbildung ist die Definition der Systemgrenzen, für die die Modellierung erfolgen soll. Dies ist einerseits notwendig, um den Umfang der Modelle zu reduzieren, andererseits können so definierte Randbedingungen formuliert werden.

Im Falle des Transports von CO₂-reichen Fluiden in CCS-Systemen liegt das Hauptaugenmerk auf dem Transportweg, d. h. die Prozesse CO₂-Abscheidung und CO₂-Speicherung sollen nur so weit detailliert dargestellt werden, dass geeignete Randbedingungen für die Simulation der Transportprozesse übergeben werden können.

Im weiteren Verlauf der Modellbildung werden die wesentlichen Prozesse und deren grundlegende physikalische Prinzipien erfasst. Im Falle des CO₂-Transportes sind dies (Überschneidungen sind gewollt):

- Massen- und Energieerhaltung in offenen Systemen (strömendes Fluid),
- pVT- und Phasenverhalten von Fluiden,
- Strömungsdruckverlust und Wärmedurchgang,
- Stofftransportvorgänge in porösen Medien.

Die Bandbreite der Modellierungswerkzeuge erstreckt sich von einfachen Überschlagsrechnungen per Hand über quasistatische numerische Prozessmodelle bis hin zu komplexen dreidimensionalen CFD-Modellen einzelner durchströmter Bauteile oder Speicherreservoirs.

Die Genauigkeit der Abbildung der physikalischen Prozesse sowie die räumliche und zeitliche Auflösung sollte dabei idealerweise so gewählt werden, dass alle Fragestellungen ausreichend beantwortet werden können, ohne den Aufwand (zeitlich, rechentechnisch) für Modellbildung und Simulation unnötig zu erhöhen.

2.3.1 Unterteilung des CCS-Systems zur numerischen Berechnung

Ein CCS-Gesamtsystem lässt sich unterteilen in:

- Kraftwerks- oder Industrieprozess (in der Regel Verbrennung oder Vergasung),
- CO₂-Abscheidung,
- CO₂-Aufbereitung (Trocknung, Aufkonzentration etc.),
- CO₂-Verdichtung (inklusive Kühl- und Zwischenkühlprozesse),
- CO₂-Transport,
- CO₂-Injektion,
- Ausbreitung des CO₂ im Reservoir.

Dabei lassen sich die Abfolge der einzelnen Teilsysteme und deren Grenzen zueinander je nach CCS-Technologie nicht scharf trennen. Jedes einzelne Teilsystem für sich genommen kann mit hoher Genauigkeit modelliert und simuliert werden. Dabei sind keine Grenzen gesetzt, was den Umfang und die Detailtreue der Modelle anbelangt. So wäre eine detaillierte gekoppelte Simulation des Systems begonnen von den Prozessverläufen bei der Verbrennung oder Vergasung über alle Aufbereitungsschritte und die Verdichtung, den Pipelinetransport, den Injektionsbrunnen und das Reservoir im Nah- und Fernfeld denkbar. Der Aufwand zur Erstellung eines solchen Modelles wäre immens. Schon die Bereitstellung geeigneter Schnittstellen für eine Koppelung der verschiedenen Modelle ist enorm. Die Rechenzeiten für die Simulation würden im schlimmsten Fall im Bereich von Tagen bis Wochen für ein Szenario liegen. Es sind deshalb Teile der Prozesskette für die Modellierung auszuwählen und die nicht näher betrachteten Prozesse durch die Vorgabe geeigneter (vereinfachter) Randbedingungen nachzubilden.

Im Falle der Vorliegenden Arbeit soll der Schwerpunkt auf der Untersuchung des Transportsystems innerhalb der CCS-Kette liegen. Es bietet sich deshalb an, den Aufwand für das Modell des Transportsystems zu erhöhen und im Gegenzug die benachbarten Systeme nur rudimentär zu betrachten. Als Schnittstellen bieten sich an: der Abscheidungs-/Verdichtungsprozess und der Untergrundspeicher. Diese Systeme unterscheiden sich in ihren Strukturen und Prozessen so wesentlich vom eigentlichen Transportprozess, dass eine Modellierung nur in wenigen Fällen mit demselben Werkzeug erfolgen kann, wie auch im folgenden Kapitel gezeigt wird.

2.3.2 Grundlagen der dynamischen Modellierung von Mehrkomponenten-Mehrphasenströmungen

2.3.2.1 Grundlegende Gedanken

Um den Pipelinetransport von CO₂-Gemischen mittels Modell beschreiben zu können, sind zunächst die Anforderungen an das Modell aufzustellen. Es sollten folgende Phänomene beschrieben werden:

- transiente, reibungsbehaftete Strömung
- inhomogene Mehrphasenströmung, mit Phasenübergängen
- verschiedene Komponenten in den Phasen
- Wärmeübergang, zur Rohrwand, Wärmeleitung, Wärmespeicherung in Wand und Umgebung

Grundlage der Modellbildung bilden die Erhaltungsgleichungen für Masse, Impuls und Energie. Es ist hierzu mindestens je eine Gleichung mit mehreren Termen zu lösen. Jede reale Strömung ist jedoch transient und dreidimensional, die Anzahl der Terme in den Erhaltungsgleichungen erhöht sich mit der Anzahl der betrachteten Dimensionen deutlich.

Die Zahl der Terme erhöht sich wiederum, wenn man zwei Phasen betrachtet. Für jede Phase (denkbar wären eine Gasphase und eine oder mehrere Flüssigkeitsphasen sowie ggf. zusätzliche feste Phasen) ist mindestens ein zusätzlicher Gleichungssatz zu lösen. Kann es zum Phasenübergang zwischen den Phasen kommen, ist dieser über eine zusätzliche Gleichung zu beschreiben. Sind mehrere Stoffkomponenten in den Fluiden enthalten, ist deren Verteilung über die Phasen zu berechnen.

Für die Aufstellung der Energieerhaltungsgleichungen ist zum einen das Fluid selbst, zum anderen die Rohrleitung und deren Umgebung einzubeziehen. Insgesamt ergibt sich somit eine hohe Anzahl an Gleichungen und ein entsprechend hoher Rechenbedarf.

Um den Aufwand für Simulation und Modellbildung zu minimieren, sind für die Simulation des Pipelinetransportes Vereinfachungen zu machen. Dies sind folgende:

- Strömung wird nur zwei- oder eindimensional betrachtet (über die Mantelfläche der Pipeline fließt kein Massenstrom, im 1-D-Fall erfolgt auch kein Austausch in radialer Richtung),
- im 2-D-Fall wird die Strömung als axisymmetrisch betrachtet,
- es können mehrere Komponenten unterschiedlicher Konzentration je Phasen enthalten sein,
- die Komponenten in den Phasen reagieren nicht miteinander,
- es kann eine Umwandlung der Phasen ineinander erfolgen (Kondensation und Verdampfung),
- es treten maximal 2 Phasen auf (gasförmig und flüssig; feste und eventuelle weitere flüssige Phasen werden nicht berücksichtigt).

2.3.2.2 2-D-Modell

Da das in dieser Arbeit genutzte Programm OLGA (siehe Kapitel 2.3.3 und folgende) nur begrenzten Einblick in die zugrunde liegenden Modellgleichungen und Lösungsalgorithmen gewährt, soll an dieser Stelle ein 2D-Strömungsmodell zum besseren Verständnis der grundsätzlichen Vorgehensweise erläutert werden.

Grundlage für das hier vorgestellte 2-D-Modell bildet das Zwei-Fluid-Modell von Ishii ([181], [182], [183]). Es wird für jede Phase jeweils ein separater Satz Erhaltungsgleichungen aufgestellt, zuzüglich der Randbedingungen zur Interaktion der Phasen miteinander.

Es sind je eine Gleichung zur Massenerhaltung, zwei Gleichungen zur Impulserhaltung sowie eine Gleichung zur Energieerhaltung notwendig, um das System zu beschreiben. Zusätzlich sind Gleichungen zur Umwandlung der Phasen ineinander sowie zur generellen Beschreibung der thermodynamischen Stoffwerte notwendig.

Kontinuitätsgleichung

Die Kontinuitätsgleichung für eine zweiphasige Strömung lautet:

$$\frac{\partial \alpha_i \rho_i}{\partial t} + \nabla (\alpha_i \rho_i c_i) = \Gamma_i + G_i \quad \text{Gl. 2.69}$$

α_i : Volumenanteil der jeweiligen Phase i

ρ_i : Dichte der jeweiligen Phase i

c_i : Strömungsgeschwindigkeit der jeweiligen Phase i

Γ_i : Massenstrom zwischen den Phasen i

G_i : Quellstrom der Phase i

Die Phasen füllen die Pipeline immer vollständig aus:

$$\sum \alpha_i = \alpha_g + \alpha_l = 1 \quad \text{Gl. 2.70}$$

Massenübergang findet nur zwischen den Phasen statt (nicht über die Rohrwände):

$$\sum \Gamma_i = 0 \quad \text{Gl. 2.71}$$

Für eine zweidimensionale, axisymmetrische Strömung in einem Rohr mit dem Radius r lautet Gl. 2.69:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_i \rho_i) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \alpha_i \rho_i c_{r,i}) + \frac{\partial}{\partial x} (\alpha_i \rho_i c_{x,i}) = \Gamma_i + G_i \quad \text{Gl. 2.72}$$

Kontinuitätsgleichung Gasphase:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \alpha_g \rho_g c_{r,g}) + \frac{\partial}{\partial x} (\alpha_g \rho_g c_{x,g}) = \Gamma_g + G_g \quad \text{Gl. 2.73}$$

Kontinuitätsgleichung Flüssigphase:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_l \rho_l) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \alpha_l \rho_l c_{r,l}) + \frac{\partial}{\partial x} (\alpha_l \rho_l c_{x,l}) = \Gamma_l + G_l \quad \text{Gl. 2.74}$$

Phasenübergangsbedingung:

$$\Gamma_g = -\Gamma_l \quad \text{Gl. 2.75}$$

Die Quellterme G_g und G_l treten bei einer Pipeline üblicherweise nur im ersten und im letzten Abschnitt auf, bei der Modellierung von Netzwerken, Blow-outs oder Rissen/Lecks in der Pipeline auch an anderen Stellen.

Impulserhaltungsgleichung

Die Impulserhaltungsgleichung für eine zweiphasige Strömung lautet allgemein:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_i \rho_i c_i) + \nabla (\alpha_i \rho_i c_i^2) = -\nabla [\alpha_i (\mathbf{T}_i + \mathbf{T}_i^T)] + \alpha_i \rho_i \mathbf{g}_i + M_i \quad \text{Gl. 2.76}$$

α_i : Volumenanteil der jeweiligen Phase i

ρ_i : Dichte der jeweiligen Phase i

c_i : Strömungsgeschwindigkeit der jeweiligen Phase i

\mathbf{T}_i : Viskoser Spannungstensor der Phase i

\mathbf{T}_i^T : Turbulenter Spannungstensor der Phase i

\mathbf{g}_i : Auf die Phase i wirkendes Kraftfeld

M_i : Impulsquelle auf Phase i

Durch Erweiterung und erhält man:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_i \rho_i c_i) + \nabla (\alpha_i \rho_i c_i^2) = & \\ -\nabla (\alpha_i p) + \nabla \cdot [\alpha_i (\mathbf{T}_i + \mathbf{T}_i^T)] + \alpha_i \rho_i \mathbf{g}_i + & \text{Gl. 2.77} \\ (c_{Pi} \Gamma_i + p_P \nabla \alpha_i + M_{Pi} - \nabla \alpha_i \mathbf{T}_{Pi}) & \end{aligned}$$

M_{Pi} : Impulsstrom zwischen den Phasen i

\mathbf{T}_{Pi} : Scherspannungstensor zwischen den Phasen i

c_{Pi} : Geschwindigkeit dzwischen den Phasen

\mathbf{g}_i : Auf die Phase i wirkendes Kraftfeld

p_P : Phasengrenzdruck

M_{Pi} : Impulsstrom über die Phasengrenze

Für eine zweidimensionale Strömung in Zylinderkoordinaten ergeben sich letztendlich folgende Impulserhaltungsgleichungen:

in radialer Richtung (r):

$$\begin{aligned} \alpha_i \rho_i \left(\frac{\partial c_{ri}}{\partial t} + c_{ri} \frac{\partial c_{ri}}{\partial r} + c_{xi} \frac{\partial c_{ri}}{\partial x} \right) = & \\ -\alpha_i \frac{\partial p}{\partial r} + \alpha_i \rho_i g_{ri} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [r \alpha_i (\tau_{rri} + \tau_{rri}^T)] + \frac{\partial}{\partial x} \alpha_i (\tau_{rxi} + \tau_{rxi}^T) + & \text{Gl. 2.78} \\ (p_P - p) \frac{\partial \alpha_i}{\partial r} + (c_{rPi} - c_{ri}) \Gamma_i + M_{rPi} - \frac{\partial \alpha_i}{\partial r} \tau_{rrPi} - \frac{\partial \alpha_i}{\partial x} \tau_{rxPi} & \end{aligned}$$

und in axialer Richtung (x):

$$\begin{aligned} \alpha_i \rho_i \left(\frac{\partial c_{xi}}{\partial t} + c_{ri} \frac{\partial c_{xi}}{\partial r} + c_{xi} \frac{\partial c_{xi}}{\partial x} \right) = & \\ -\alpha_i \frac{\partial p}{\partial x} + \alpha_i \rho_i g_{xi} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [r \alpha_i (\tau_{rxi} + \tau_{rxi}^T)] + \frac{\partial}{\partial x} \alpha_i (\tau_{xxi} + \tau_{xxi}^T) + & \text{Gl. 2.79} \\ (p_P - p) \frac{\partial \alpha_i}{\partial x} + (c_{xPi} - c_{xi}) \Gamma_i + M_{xPi} - \frac{\partial \alpha_i}{\partial r} \tau_{rxPi} - \frac{\partial \alpha_i}{\partial x} \tau_{xxPi} & \end{aligned}$$

c: Geschwindigkeiten

τ : Normal – und Schubspannungen

Auf einen Abdruck der Gleichung für jede einzelne Phase wird an dieser Stelle verzichtet. Die Darstellung erfolgt analog Gl. 2.72 bis Gl. 2.75.

Energieerhaltungsgleichung

Für die Energieerhaltung kann folgende Gleichung herangezogen werden:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \left[\alpha_i \rho_i \left(e_i + \frac{c_i^2}{2} \right) \right] + \nabla \left[\alpha_i \rho_i \left(e_i + \frac{c_i^2}{2} \right) c_i \right] = & \\ -\nabla [\alpha_i (\dot{q}_i + \dot{q}_i^T)] + \nabla (\alpha_i \bar{\mathbf{T}}_i c_i) + \alpha_i \rho_i \mathbf{g}_i c_i + E_i & \text{Gl. 2.80} \end{aligned}$$

e_i : Innere Energie inkl. turbulenter kin. Energie

\dot{q}_i : Wärmestrom durch Wärmeleitung

\dot{q}_i^T : Wärmestrom durch Konvektion

$\bar{\mathbf{T}}_i$: Spannungstensor

E_i : Energiefluss über die Phasengrenze

Nach Umstellung und Vereinfachung (Berücksichtigung ausschließlich der Terme des Wärmeübergangs) erhält man für den 2-D-Fall:

$$\alpha_i \rho_i \left(\frac{\partial c_i}{\partial t} + c_{ri} \frac{\partial h_i}{\partial r} + c_{xi} \frac{\partial h_i}{\partial x} \right) = (h_{pi} - h_i) \Gamma_i + a_i \dot{q}_{pi} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [r \alpha_i (\dot{q}_{ri} + \dot{q}_{ri}^T)] \quad \text{Gl. 2.81}$$

h_i : Enthalpie inkl. turbulenter kin. Energie

h_{pi} : Enthalpie an der Phasengrenze inkl. turbulenter kin. Energie

a_i : Phasengrenzfläche

\dot{q}_{pi} : Wärmestrom über die Phasengrenzfläche

\dot{q}_{ri}^T : Turbulenter Wärmestrom

\dot{q}_{ri} : Wärmestrom

Weitergehende ausführliche Erläuterungen finden sich in [181], [182] und [183].

Zustandsgleichung

Zur Modellierung von Mehrkomponenten-Mehrphasenströmungen ist eine Zustandsgleichung (oder ein anderer Ansatz bspw. über die tabellarische Bereitstellung der Stoffwerte) notwendig, die folgende Größen berechnen lässt:

- Zustandsgrößen im Wertebereich des modellierten Prozesses
- Verlauf der Phasengrenzen
- Zusammensetzung der Phasen (Konzentration der Gemischpartner)

Eine potentielle Zustandsgleichung zur Berechnung von CO₂-Gemischen wurde in Kapitel 2.1.3.2 aufgezeigt.

Eine Möglichkeit der Anwendung besteht darin, in jedem Simulationsschritt diese Gleichung aufzurufen. Dies würde zu einem sehr hohen Rechenaufwand führen und die Simulationszeit entsprechend erhöhen. Üblicherweise werden deshalb vereinfachte Gleichungen eingesetzt oder Interpolationstabellen vor der eigentlichen Simulation berechnet, aus denen in der Simulation die benötigten Werte abgelesen werden.

2.3.2.3 Lösungsansätze

Zur numerischen Lösung der oben vorgestellten Erhaltungsgleichungen ist zunächst eine Diskretisierung in den Zeit- und Raumkoordinaten notwendig. Für die Berechnung der Strömung in Rohren bietet sich die Finite-Differenzen-Methode an (hier dargestellt nach Vorlagen aus: [184], [185]).

Die Zeit wird bei diesem Verfahren in diskrete Zeitschritte Δt unterteilt, beginnend bei $t=0$. Die einzelnen Zeitpunkte lassen sich dann, sofern konstante zeitliche Abstände gewählt werden, über folgende Formel berechnen:

$$t_n = n \cdot \Delta t \quad \text{Gl. 2.82}$$

Das Schema ist in Abb. 2.37 dargestellt:

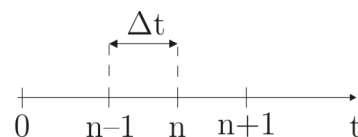


Abb. 2.37 Schema Zeitdiskretisierung

Alle zu bestimmenden Funktionen f werden dann jeweils beginnend von $t_0=0$ für die Zeitpunkte t_n berechnet:

$$f_n = f(t_n) \tag{Gl. 2.83}$$

Entwickelt man eine Tylor-Reihe für den Funktionswert im ersten Zeitschritt:

$$f(t_0 + \Delta t) = f_0 + \Delta t \cdot \left. \frac{\partial f}{\partial t} \right|_{t=t_0} + \frac{\Delta t^2}{2!} \left. \frac{\partial^2 f}{\partial t^2} \right|_{t=t_0} + \dots \tag{Gl. 2.84}$$

und bricht diese nach dem zweiten Term ab, kann man nach dem Differentialquotienten auflösen.

Dabei entsteht der Fehler ε :

$$\left. \frac{\partial f}{\partial t} \right|_{t=t_0} = \frac{f(t_0 + \Delta t) - f_0}{\Delta t} - \varepsilon \tag{Gl. 2.85}$$

Für einen beliebigen Zeitpunkt lautet die Gleichung.

$$\frac{\partial f_n}{\partial t} = \frac{f_{n+1} - f_n}{\Delta t} - \varepsilon \tag{Gl. 2.86}$$

Durch Umstellen erhält man den Funktionswert zum Zeitpunkt n über:

$$f_{n+1} = f_n + \Delta t \frac{\partial f_n}{\partial t} \tag{Gl. 2.87}$$

Die zeitliche Diskretisierung erfolgt hier explizit. Bei der impliziten Form lautet die Gleichung:

$$f_{n+1} = f_n + \Delta t \frac{\partial f_{n+1}}{\partial t} \tag{Gl. 2.88}$$

In ähnlicher Form können auch die Gleichungen zur räumlichen Diskretisierung aufgestellt werden. Bei diesen Verfahren erster Ordnung werden relativ große Fehler gemacht, d.h. die Zeit- und Orts-schrittweite muss klein gewählt werden, um die Fehler ε klein zu halten [184], [185].

Es werden deshalb üblicherweise Verfahren höherer Ordnung angewandt. Ein mögliches Verfahren ist das sogenannte Lax-Wendroff-Verfahren (zweiter Ordnung). Es soll hier kurz in der 2-D-Form vorgestellt werden (angelehnt an: [186]).

Es wird auf einem Gitter (Δt ; Δx ; Δr) gerechnet, wobei jeweils noch die Zwischengitterpunkte im Abstand $\pm \frac{1}{2}$ (bei der Zeit nur $+\frac{1}{2}$) hinzugezogen werden.

Folgendes Schema zeigt die Diskretisierung im Lax-Wendroff-Verfahren:

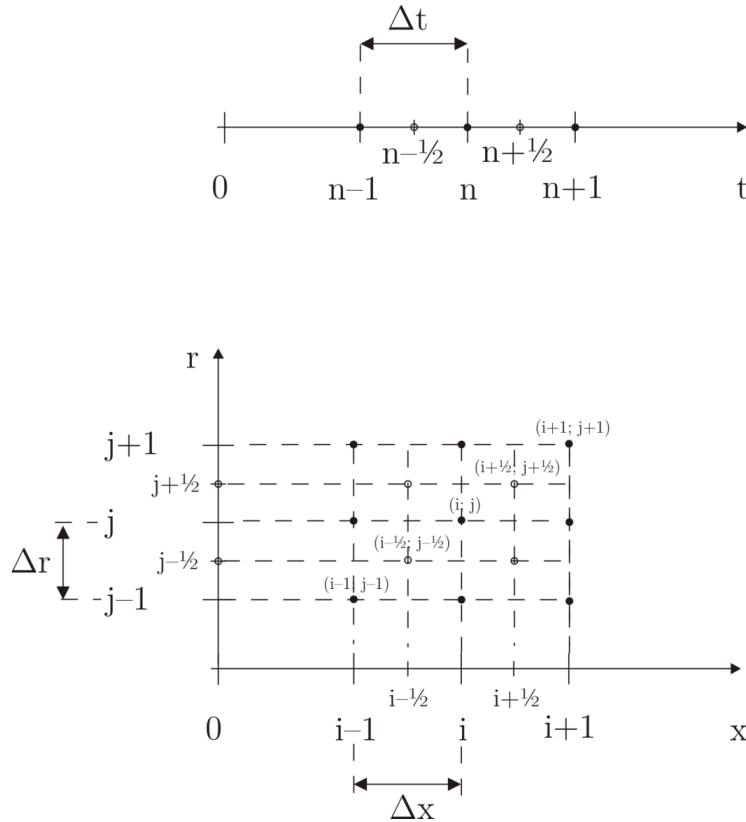


Abb. 2.38 Schema Zeit- und Raumdiskretisierung

Am Beispiel der Massenerhaltungsgleichung (stark vereinfacht):

$$\frac{\partial f}{\partial t} + \frac{\partial g}{\partial x} + \frac{\partial h}{\partial r} = 0 \quad \text{Gl. 2.89}$$

kann man die Vorgehensweise erläutern. Die zu bestimmende Funktion f im Zentrum einer jeden Gittermasche wird dann über den Mittelwert der Eckpunkte gebildet (hier nur für zwei der vier Gleichungen dargestellt):

$$f_{i+\frac{1}{2};j+\frac{1}{2}} = \frac{1}{4} (f_{i,j} + f_{i+1,j} + f_{i,j+1} + f_{i+1,j+1}) \quad \text{Gl. 2.90}$$

$$f_{i-\frac{1}{2};j-\frac{1}{2}} = \frac{1}{4} (f_{i,j} + f_{i-1,j} + f_{i,j-1} + f_{i-1,j-1}) \quad \text{Gl. 2.91}$$

Für die Funktionen g und h wird in ähnlicher Weise verfahren, so dass sich folgendes Schema darstellen lässt: Zunächst werden alle Zwischen- oder Hilfsschritte berechnet (hier dargestellt nur für den Punkt $(i + \frac{1}{2}; j + \frac{1}{2})$):

$$f_{n+\frac{1}{2};i+\frac{1}{2};j+\frac{1}{2}} = \frac{1}{4} (f_{n;i,j} + f_{n;i+1,j} + f_{n;i,j+1} + f_{n;i+1,j+1}) - \frac{\Delta t}{2} \left[\frac{1}{2\Delta x} (g_{n;i+1,j} + g_{n;i+1,j+1} - g_{n;i,j} - g_{n;i,j+1}) \right] + \frac{1}{2\Delta r} (h_{n;i,j+1} + h_{n;i+1,j+1} - h_{n;i,j} - h_{n;i,j+1}) \quad \text{Gl. 2.92}$$

Diese Gleichung wird für alle vier Zwischengitterpunkte aufgestellt, dann kann die Berechnung für den nächsten Zeitschritt ($n+1$) erfolgen.

Folgendes Schema stellt die Zusammenhänge deutlicher dar:

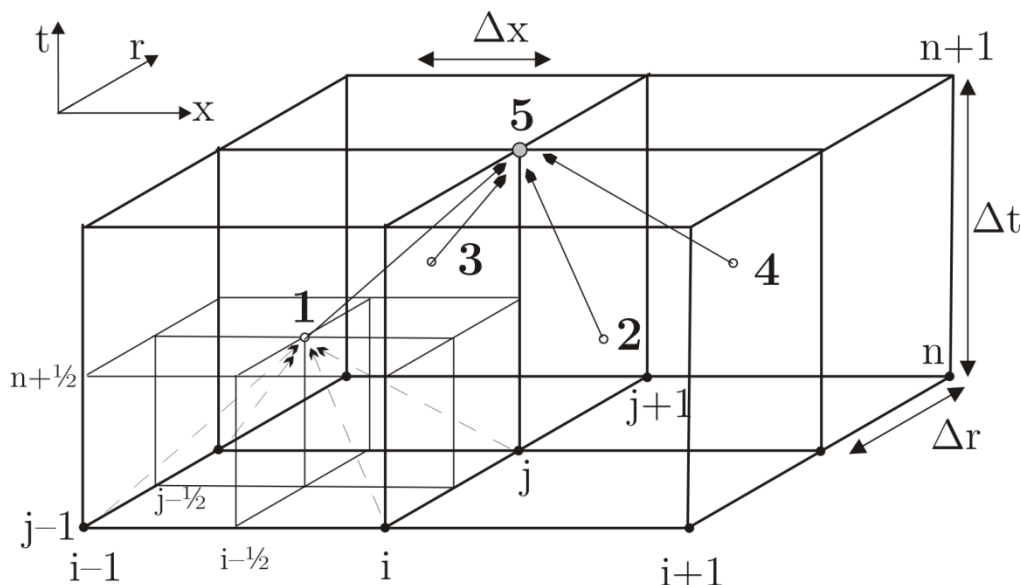


Abb. 2.39 Schema räumliche und zeitliche Diskretisierung und Berechnung des nächsten Zeitschrittes (nach [186], Abb. 3.22)

Es werden für die 4 räumlichen $i \pm \frac{1}{2}; j \pm \frac{1}{2}$ und zeitlichen $(n + \frac{1}{2})$ Zwischengitterpunkte (in der Abbildung **1, 2, 3, 4**) die Gleichungen über die Hauptgitterpunkte zum Zeitschritt n berechnet, dann erfolgt die Berechnung des vollen Zeitschrittes (**5**) aus den 4 Zwischenpunkten über:

$$\begin{aligned}
 f_{n+1;i;j} = & f_{n;i;j} - \Delta t \left(f_{n+\frac{1}{2};i+\frac{1}{2};j-\frac{1}{2}} + f_{n+\frac{1}{2};i+\frac{1}{2};j+\frac{1}{2}} - f_{n+\frac{1}{2};i-\frac{1}{2};j-\frac{1}{2}} - f_{n+\frac{1}{2};i-\frac{1}{2};j+\frac{1}{2}} \right) + \\
 & \frac{\Delta t}{2} \left[\frac{1}{2\Delta x} (g_{n;i+1;j} + g_{n;i+1;j+1} - g_{n;i;j} - g_{n;i;j+1}) \right] + \\
 & \frac{1}{2\Delta r} \left(h_{n+\frac{1}{2};i-\frac{1}{2};j+1} + h_{n+\frac{1}{2};i+\frac{1}{2};j+\frac{1}{2}} - h_{n+\frac{1}{2};i-\frac{1}{2};j-\frac{1}{2}} - h_{n+\frac{1}{2};i+\frac{1}{2};j-\frac{1}{2}} \right)
 \end{aligned} \tag{Gl. 2.93}$$

Entsprechend diesem Schema werden Gleichungen für alle Zeitschritte und alle räumlichen Gitterpunkte aufgestellt, es ergibt sich ein sehr großes Gleichungssystem.

Auf die Lösung des so erarbeiteten Gleichungssystems soll an dieser Stelle nicht näher eingegangen werden, es sei auf die entsprechende Fachliteratur verwiesen (bspw. [184], [185], [186], [187]).

2.3.3 Software zur Simulation des Pipelinetransportes

Die Simulation von CCS-Systemen, insbesondere der Koppelung von Kraftwerk, Pipeline und Untergrundspeicher, bedarf aufgrund der sehr unterschiedlichen involvierten Disziplinen spezieller Softwarelösungen. Da CCS-Systeme bisher nur eine geringe Verbreitung aufweisen und es nur sehr wenige kommerzielle Anwendungen gibt, sind nahezu keine Softwarelösungen erhältlich, welche diese Aufgabe ohne umfangreiche eigene Anpassungen oder der Erstellung von eigenen Programmteilen ermöglichen.

Während der Erstellung dieser Arbeit wurde lediglich das Programmpaket *gCCS* entwickelt und Mitte 2014 in einer ersten Version vorgestellt [188]. Dieses soll in der Lage sein, alle relevanten Teile der CCS-Prozesskette abzudecken. Aufgrund der Neuheit auf dem Markt gibt es nahezu keine Erfahrung und wissenschaftliche Untersuchungen mit der Software. Alle anderen bisher umgesetzten Simulationen bezogen sich größtenteils auf einzelne Teile der Prozesskette, für welche erprobte Software zur Verfügung stand, oder nutzten selbst entwickelte nicht öffentlich einsehbare Modelle. Es gibt dementsprechend relativ viele Studien und veröffentlichte Beiträge zu Abscheideprozessen und Speicherprozessen. Die Simulation der Transportvorgänge stand bisher nicht im Mittelpunkt der Forschung.

Folgende Anforderungen werden an Software zur Simulation des CO₂-Pipelinetransportes gestellt:

- genaue Simulation des Druck-, Temperatur- und Massenstromverlaufes des Fluids,
- vollständige Berücksichtigung des Dichte- und Phasenverhaltens,
- hohe Genauigkeit der pVT-Daten,
- detaillierte Parametrierung der beteiligen Rohrleitungen, Apparate und Umgebung,
- Verfügbarkeit von Modellen für Maschinen und Apparate auf der Kraftwerksseite,
- Verfügbarkeit von Modellen für Untergrundspeicher,
- einfache Bedienung, kurze Simulationszeiten,
- geringer Aufwand in Bezug auf die Erstellung eigener numerischer Sondermodelle.

Nachfolgend wurde eine Bewertung der unterschiedlichen verfügbaren Werkzeuge vorgenommen:

Tab. 2.22: Bewertung Simulationswerkzeuge

Kategorie	Numerische Strömungssimulatoren, CFD-Modelle	Mathematisch-physikalisch flexible Simulationssoftware	Proprietäre Software zur Prozessmodellierung
Beispiele	ANSYS Fluent, OpenFOAM, Autodesk CFD etc.	MATLAB/Simulink, Modelica etc.	Aspen, ChemCAD, OLGA, <i>gCCS</i> etc.
Genauigkeit Strömungsverlauf	hoch bis sehr hoch	mäßig bis hoch	schlecht bis hoch
Phasenverhalten	mäßig bis sehr gut berücksichtigt	mäßig bis gut berücksichtigt	schlecht bis gut berücksichtigt
Parametrierung	schwierig	schwierig bis mäßig	einfach
Abbildung Gesamtprozess	schlecht	mäßig bis gut berücksichtigt	gut bis sehr gut
Verfügbarkeit von Modellen Apparate	schlecht	mäßig	mäßig bis gut
Verfügbarkeit von Modellen Untergrundspeicher	schlecht	mäßig	schlecht bis gut
Bedienbarkeit	schwierig	schwierig bis mäßig	gut bis sehr gut
Rechenzeiten	sehr hoch	mäßig bis hoch	gering bis mäßig
Aufwand Modellerstellung	sehr hoch	mäßig bis hoch	gering bis mäßig
Erstellung eigener Modellgleichungen	einfach bis mäßig	einfach bis mäßig	mäßig bis sehr schwierig

Während typische 3-D-CFD-Modelle deutliche Vorteile bei der Untersuchung lokal begrenzter Strömungsvorgänge haben, werden die Anforderungen bei komplexeren Geometrien und der Beteiligung verschiedenster Komponenten schnell derart hoch, dass sich solche Modelle auf einfachen PCs nicht mehr einfach simulieren lassen. Mathematisch-physikalische Simulationssoftware ist in dieser Beziehung weniger anspruchsvoll, hier besteht jedoch zumeist der Nachteil, dass vom Nutzer ein relativ hoher Aufwand zur Modellerstellung betrieben werden muss. Je nach verfügbaren Programm- und Modellbibliotheken kann es notwendig werden, alle physikalischen Modellgleichungen selbst zu implementieren. Proprietäre Software kann deutliche Vorteile bei der Simulationsdauer und dem Aufwand zur Erstellung eines simulationsfähigen Modells bieten, vorausgesetzt sie bietet von vornherein alle notwendigen Teilmodelle an.

OLGA

Zur Simulation von CO₂-Transport und CO₂-Injektion wurde in dieser Arbeit OLGA in der Version 7.3.4 ([51]) gewählt. OLGA („Oil and Gas Simulator“) ist eine Software zur Simulation von Produktion und Transportvorgängen in der Erdöl-/Erdgasindustrie. Die Entwicklung von OLGA wurde im Jahr 1980 zunächst als Forschungsprojekt begonnen und anschließend u. a. mit Unterstützung von Statoil und anderen Unternehmen der Öl- und Gasindustrie ständig weiterentwickelt [189]. Die Software wurde seit dem Jahr 1993 von Scandpower (später SPT Group) kommerziell vertrieben. Derzeit wird die Software von Schlumberger vertrieben und weiterentwickelt. Für die im Rahmen dieser Dissertation gemachten Simulationen wurde von SPT Group und (nach der Übernahme) durch Schlumberger eine Einzelplatzlizenz inklusive der Teilpakete *Single Component*, *Well* und *ThreePhase* zur Verfügung gestellt.

Die Erweiterung um das Modul *Single Component* ermöglicht die Simulation des Pipelinetransportes mit CO₂ als Fluid. Dabei kann das CO₂ sowohl gasförmig als auch flüssig, überkritisch oder als Mehrphasengemisch vorliegen.

Die wesentlichen Vor- und Nachteile sind in folgender Tabelle zusammengefasst:

Tab. 2.23: Vor- und Nachteile OLGA

Vorteile	Nachteile
volle Abbildung Phasenverhalten CO ₂	keine Simulation von CO ₂ -Gemischen
Berücksichtigung Mehrphasenströmung	Einschränkung durch Interpolation der pVT-Werte aus Lookup-Tabelle
alle relevanten Modelle zur Simulation der Pipeline vorhanden	Kraftwerkskomponenten nur rudimentär vorhanden
nahtlose Anbindung eines Modells des Untergrundspeichers möglich	Probleme mit dem stationären Löser bei bestimmten Modellen
einfache Modellerstellung	Rechenzeiten teils im Stundenbereich
umfangreiche Parametrierung möglich	nur eingeschränkte Plausibilitätsprüfung der Parameterwerte

2.3.3.1 Erhaltungsgleichungen in OLGA

Der Rechenkern von OLGA zur Simulation einer Mehrphasenströmung basiert prinzipiell auf den Arbeiten von Bendiksen et al. [190]. Da es sich um eine proprietäre Software handelt, sind detaillierte Beschreibungen der zugrunde liegenden Modelle nicht erhältlich. Eine grobe Beschreibung der Gleichungsstruktur wurde [190] und [191] entnommen.

Das sogenannte 2-Fluid-Modell basiert auf der Aufstellung der Erhaltungsgleichungen (eindimensional) für die Massen der Gas-, Flüssigkeits- und Tropfenphasen:

Kontinuitätsgleichung Gasphase:

$$\frac{\partial}{\partial t}(V_g \rho_g) = -\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z}(AV_g \rho_g c_g) + \psi_g + G_g \quad \text{Gl. 2.94}$$

Kontinuitätsgleichung der zusammenhängenden flüssigen Phase:

$$\frac{\partial}{\partial t}(V_l \rho_l) = -\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z}(AV_l \rho_l c_l) - \psi_g \frac{V_l}{V_l + V_d} - \psi_e + \psi_d + G_l \quad \text{Gl. 2.95}$$

Kontinuitätsgleichung der Tropfen:

$$\frac{\partial}{\partial t}(V_t \rho_t) = -\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z}(AV_g \rho_g c_g) - \psi_g \frac{V_d}{V_l + V_d} + \psi_e - \psi_d + G_d \quad \text{Gl. 2.96}$$

Dabei sind:

V: Volumenanteil der jeweiligen Phase	Indizes _{g l d} : Gasphase, flüssige Phase, Tropfen
z: Länge in Strömungsrichtung	ρ : Dichte der jeweiligen Phase
c: Strömungsgeschwindigkeit der jeweiligen Phase	A: durchströmter Querschnitt Rohrleitung
ψ_g : Massenübergang zwischen den Phasen	ψ_e : mitgerissene Tropfen
ψ_d : abgelagerte Tropfen	G: Quellstrom der jeweiligen Phase

Der Übergang von Massenströmen zwischen den Phasen wird über folgende Gleichung beschrieben:

$$\psi_g = \left(\left(\frac{\partial R_g}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial t} + \left(\frac{\partial R_g}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial z} \frac{\partial z}{\partial t} + \left(\frac{\partial R_g}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial t} + \left(\frac{\partial R_g}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial z} \frac{\partial z}{\partial t} \right) (m_g + m_l + m_d) \quad \text{Gl. 2.97}$$

mit:

$$R_g = \frac{m_g}{m_g + m_l + m_d} \quad \text{Gl. 2.98}$$

Dabei sind:

R_g : Massenanteil Gasphase	m: Masse der jeweiligen Phase
p: Druck	T: Temperatur
t: Zeit	z: Länge in Strömungsrichtung

Die Impulserhaltung wird über je eine Gleichung für die zusammenhängende Flüssigkeit und für die Gasphase inklusive Tropfen modelliert.

Impulsleichung der zusammenhängenden flüssigen Phase:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(V_l \rho_l c_l) = & -V_l \frac{\partial p}{\partial z} - \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (AV_l \rho_l c_l^2) - \lambda_l \frac{1}{2} \rho_l |c_l| c_l \frac{S_l}{4A} + \lambda_i \frac{1}{2} \rho_g |c_r| c_r \frac{S_i}{4A} + \\ & V_l \rho_l g \cos \alpha - \psi_g \frac{V_l}{V_l + V_d} c_a - \psi_e c_i + \psi_d c_d - V_l d (\rho_l - \rho_g) g \frac{\partial R_l}{\partial T} \end{aligned} \quad \text{Gl. 2.99}$$

Impulsleichung von Gasphase und Tropfen:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(V_g \rho_g c_g + V_d \rho_d c_d) = & -(V_g + V_d) \frac{\partial p}{\partial z} - \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (AV_g \rho_g c_g^2 + AV_d \rho_d c_d^2) - \lambda_g \frac{1}{2} \rho_g |c_g| c_g \frac{S_g}{4A} - \\ & \lambda_i \frac{1}{2} \rho_g |c_r| c_r \frac{S_i}{4A} + (V_g \rho_g + V_d \rho_d) g \cos \alpha + \psi_g \frac{V_l}{V_l + V_d} c_a + \psi_e c_i \end{aligned} \quad \text{Gl. 2.100}$$

Dabei sind:

S_i : benetzter Umfang der Phasengrenze

λ : Reibungsbeiwert der jeweiligen Phase

c_r : Relativgeschwindigkeit der Phasen untereinander

Die Energieerhaltungsgleichung geht von derselben Temperatur aller Phasen aus:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \left(m_g \left(e_g + \frac{1}{2} c_g^2 + gz \right) + m_l \left(e_l + \frac{1}{2} c_l^2 + gz \right) + m_d \left(e_d + \frac{1}{2} c_d^2 + gz \right) \right) = & \\ - \frac{\partial}{\partial z} \left(m_g c_g \left(h_g + \frac{1}{2} c_g^2 + gz \right) + m_l c_l \left(h_l + \frac{1}{2} c_l^2 + gz \right) + \right. & \\ \left. m_d c_d \left(h_d + \frac{1}{2} c_d^2 + gz \right) \right) + \dot{H}_s + \dot{Q} \end{aligned} \quad \text{Gl. 2.101}$$

Dabei sind:

e : spezifische innere Energie

z : Höhendifferenz

\dot{H}_s : Enthalpiestrom von Quellen

\dot{Q} : Wärmeaustausch mit Umgebung (Rohrwände)

2.3.3.2 Vereinfachungen zur numerischen Lösung mit OLGA

Die Strömung wird als eindimensional betrachtet, d. h. radiale Änderungen der Strömungsparameter werden nicht berücksichtigt. Der Austausch von Wärme mit der Umgebung erfolgt ausschließlich über die Rohrwände, dabei ist die Wärmeleitung an allen Stellen gleich.

Es wird schrittweise über die Zeit integriert, die Zeitschrittweite wird dabei automatisch angepasst. Das Rechengitter wird vom Nutzer vorgegeben. Die Simulation kann von einem beliebigen Zustand gestartet werden, dabei kommt der integrierte quasistationäre Löser zum Einsatz und berechnet die Randbedingungen für den ersten Zeitschritt. Wird von einem Zeitpunkt einer vorherigen Simulation gestartet, entfällt dieser Schritt.

Die pVT-Werte für CO₂ werden über das *Single-Component*-Modul bereitgestellt. Grundlage ist die Span-Wagner-Gleichung [18], allerdings werden die Fluideigenschaften nicht kontinuierlich berechnet, sondern aus einer p,T-Tabelle interpoliert. Diese Tabelle wird einmalig am Anfang eines Simu-

lationslaufes erstellt und beinhaltet lediglich 50 bis 100 Datenpunkte [192]. Dementsprechend sollte der Wertebereich, der zur Erstellung der Tabelle herangezogen wird, eng an die maximalen und minimalen Druck- und Temperaturwerte angepasst werden, um eine höhere Genauigkeit zu erzielen. Die Fluideigenschaften des CO₂ im Zweiphasengebiet werden innerhalb der Phasengrenzkurve interpoliert, Im Bereich sehr nahe des kritischen Punktes werden aufgrund des in Kapitel 2.1.1.1 dargestellten Verhaltens des CO₂ (starke Änderung der Eigenschaften, dementsprechend hohe Zahlenwerte der Ableitungen) fixe Werte verwendet, um numerische Instabilitäten zu vermeiden. Die Transporteigenschaften werden nach [193] (nicht näher erläutert) berechnet.

Im Rahmen des CO₂-VIP-Projektes [194] sollten die zugrunde liegenden Modelle für die Simulation von CO₂-Strömungen überarbeitet werden, insbesondere um die Berechnung der pVT-Werte im Zweiphasengebiet/am kritischen Punkt und die Stabilität der Simulation zu verbessern sowie um die Möglichkeit der Simulation von CO₂-Gemischen einzuführen.

Dazu wurde unter anderem anstelle der p,T-Tabelle eine p,h-Tabelle eingeführt, diese führt zu kontinuierlichen Werteverläufen bei Phasenübergängen. Obwohl vielversprechende Ergebnisse erzielt wurden [195], sind die Änderungen in der kommerziell vertriebenen Version von OLGA noch nicht verfügbar.

3 Modellierung des CO₂-Pipelinetransportes

3.1 Submodelle und Parameter der CCS-Systeme

Im Rahmen dieser Arbeit sollen mehrere Optionen unterschiedlicher CCS-Systeme untersucht werden. Ausgangspunkt ist ein fiktives 600-MW-Post-Combustion-Kraftwerk (Brennstoff Braunkohle) am Standort Jänschwalde/Lausitz. Ausgehend von diesem Kraftwerk soll der Transport des CO₂ zu einem fiktiven Offshore-Aquifer in der Nordsee untersucht werden. Die Transportvarianten decken sowohl die komplette Strecke per Pipeline (on- und offshore), als auch eine Teilstrecke per Tankschiff ab (siehe Abb. 3.1). Die Untersuchungen konzentrieren sich dabei auf das Transportsystem Pipeline, der Schifftransport wird nicht genauer betrachtet.

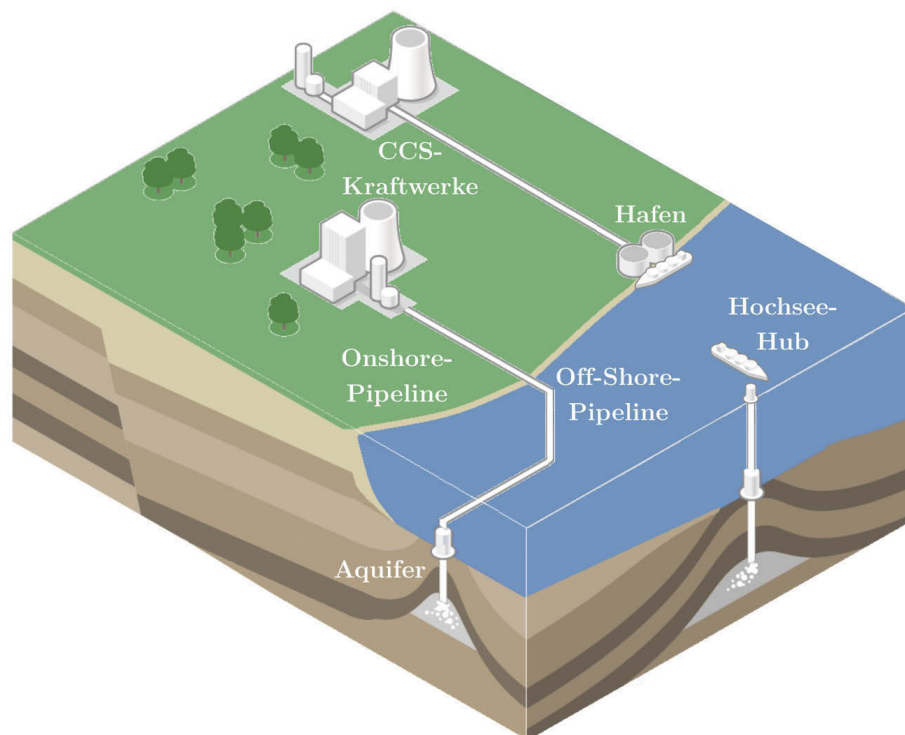


Abb. 3.1 Schema möglicher Transportoptionen

3.1.1 Kraftwerksprozess/CO₂-Quelle

Die betrachtete CO₂-Quelle besteht aus einem 600-MW_{el,net}-Braunkohlekraftwerk mit Post-Combustion-Technologie.

Die Abscheidung selbst wird quasistatisch als Blackbox behandelt, das heißt, es werden nur Austrittsparameter des Massenstromes aufgrund der Vorgabewerte zum Abscheidegrad berechnet, der Energiebedarf wird implizit über den Nettowirkungsgrad berücksichtigt und dynamische Effekte in Absorber- und Desorber werden nicht berücksichtigt. Am Austritt des Desorbers wird reines CO₂ angenommen.

Die Lastgänge für den Kraftwerksbetrieb wurden abgeleitet von Messdaten eines existierenden BraunkohlegröÙkraftwerkes im Lausitzer Revier (nachfolgend Referenzkraftwerk genannt) [15]. Auf-

grund von Einschränkungen bei der Veröffentlichung von konkreten Daten seitens Vattenfall werden Zahlenwerte zum Kraftwerk nur als relative Werte dargestellt.

Der vom Kraftwerk produzierte und zu transportierende CO₂-Massenstrom wird berechnet, indem die wesentlichen Stoff- und Energieströme (geforderte Nettoleistung, Kohlebedarf und CO₂-Ausstoß) in Relation gesetzt werden. Dazu werden geeignete Wirkungsgradkurven und Kennlinien eingeführt.

Eine Umrechnungstabelle üblicher Massenstromangaben findet sich im Anhang VI.

3.1.1.1 Berechnung CO₂-Massenstrom

Die Berechnung des zeitlich veränderlichen Kohlendioxidmassenstromes, der das Kraftwerk verlässt, erfolgte über folgende Formel:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2}(t) = \frac{f_{\text{PG}}(t) \cdot 1000 \cdot P_{\text{Nenn,CCS}} \cdot \frac{1}{\eta_{\text{Netto,N}} \cdot \eta_{\text{L}}(f_{\text{PG}})}}{H_{\text{u,RBK}}} \cdot \mu_{\text{CO}_2} \cdot \eta_{\text{Ab}}(f_{\text{PG}}) \quad \text{Gl. 3.1}$$

$f_{\text{PG}}(t)$: Lastfaktor Nettoleistung (Zeitreihe) [–]

$P_{\text{Nenn,CCS}}$: Nettonennleistung des CCS- Kraftwerks [MW]

$\eta_{\text{Netto,N}}$: nominaler Nettowirkungsgrad des CCS- Kraftwerks unter Nennlast [–]

$\eta_{\text{L}}(f_{\text{PG}})$: Wirkungsgradfaktor in Abhängigkeit des Lastfaktors [–]

$H_{\text{u,RBK}}$: Heizwert der zugeführten Braunkohle $\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right]$

μ_{CO_2} : spezifische Kohlendioxidmasse je Brennstoffmasse $\left[\frac{\text{kg}}{\text{kg}}\right]$

$\eta_{\text{Ab}}(f_{\text{PG}})$: Abscheidegrad in Abhängigkeit des Lastfaktors [–]

Die Vorgabe des Lastfaktors als Zeitreihe bildet die Grundlage der zu untersuchenden monatlichen Lastgänge. Der Lastfaktor selbst wird gebildet, indem gemessene Werte des Lastganges (Generatorleistung des Referenzkraftwerkes) in die Nettoleistung umgerechnet werden und durch die Nettonennleistung geteilt werden:

$$f_{\text{PG}}(t) = \frac{P_{\text{G,Ref}}(t) \cdot \frac{\eta_{\text{N,Ref}}(P_{\text{G,Ref}})}{\eta_{\text{Br,Ref}}(P_{\text{G,Ref}})}}{P_{\text{Netto,N,Ref}}} \quad \text{Gl. 3.2}$$

$P_{\text{G,Ref}}(t)$: Generatorleistung Referenzkraftwerk (Zeitreihe)[MW]

$\eta_{\text{Br,Ref}}(P_{\text{G,Ref}})$: Bruttowirkungsgrad Referenzkraftwerk (lastabhängig) [–]

$\eta_{\text{N,Ref}}(P_{\text{G,Ref}})$: Nettowirkungsgrad Referenzkraftwerk (lastabhängig)[–]

$P_{\text{Netto,N,Ref}}$: Nettonennleistung Referenzkraftwerk [MW]

Die zugrunde liegenden Kennlinien von Brutto- und Nettowirkungsgrad $\eta_{\text{Br,Ref}}(P_{\text{G,Ref}})$ und $\eta_{\text{N,Ref}}(P_{\text{G,Ref}})$ des Referenzkraftwerkes werden in Abb. 3.2 dargestellt:

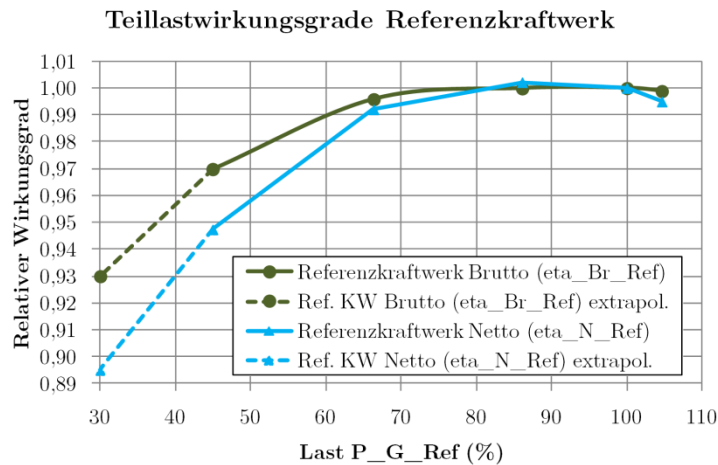


Abb. 3.2 Wirkungsgradverläufe Referenzkraftwerk

Eine Multiplikation des Lastfaktors $f_{PG}(t)$ mit der Nettonennleistung $P_{Nenn,CCS}$ des CCS-Kraftwerkes ergibt dann den Lastgang der Nettoleistung des Kraftwerkes. Diese wird zur Ermittlung der zugeführten Brennstoffenergie multipliziert mit dem Kehrwert des nominalen Nettowirkungsgrads des CCS-Kraftwerkes $\eta_{Netto,N}$ und dem lastabhängigen Wirkungsgradfaktor $\eta_L(f_{PG})$. Dieser Wirkungsgradfaktor wurde basierend auf Literaturwerten gebildet (Abb. 3.3):

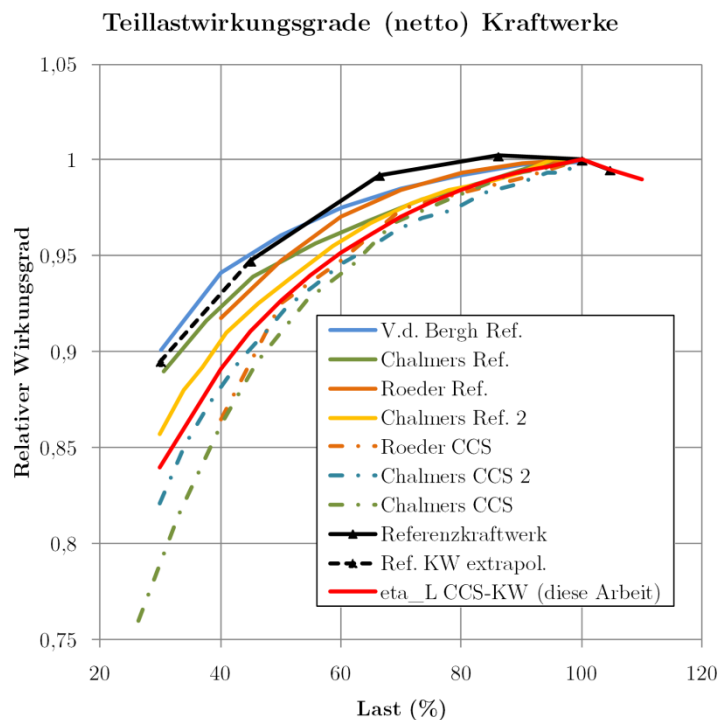


Abb. 3.3 Wirkungsgradverläufe verschiedener Kraftwerke unter Teillast (Daten von: V.d.Bergh [196], Chalmers [197], Chalmers 2 [198], Roeder [199])

Abb. 3.4 zeigt den kompletten Verlauf des Wirkungsgradfaktors sowie den gewählten CO_2 -Abscheidegrad des Kraftwerkes unter Teillast.

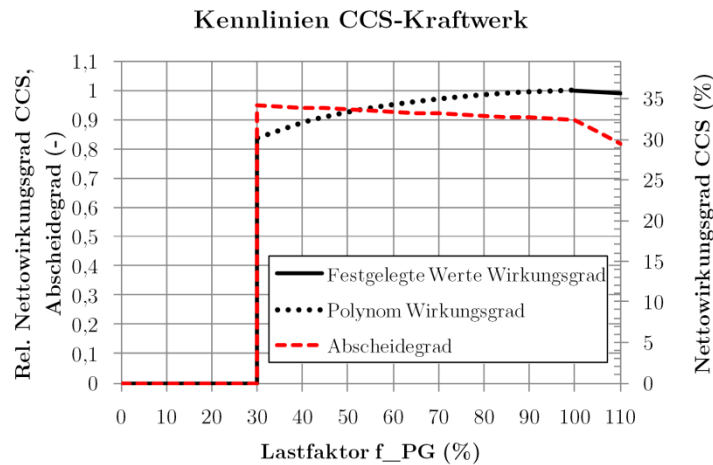


Abb. 3.4 Verläufe von Nettowirkungsgrad $\eta_{\text{Netto},N} \cdot \eta_L(f_{\text{PG}})$ und Abscheidegrad $\eta_{\text{Ab}}(f_{\text{PG}})$ unter Teillast

Es wird von einem Netto-Nennwirkungsgrad von 36 % bei Volllast ausgegangen. Zwischen 30 % Last und 100 % Last wird der relative Wirkungsgradverlauf über folgendes Polynom beschrieben:

$$\eta_L(f_{\text{PG}}) = a + b \cdot f_{\text{PG}} + c \cdot f_{\text{PG}}^2 + d \cdot f_{\text{PG}}^3 + e \cdot f_{\text{PG}}^4 \quad \text{Gl. 3.3}$$

$\eta_L(f_{\text{PG}})$: Wirkungsgradfaktor in Abhängigkeit des Lastfaktors [–]

a: Koeffizient: 0,498756 [–]

b: Koeffizient: 0,018307 [–]

c: Koeffizient: – 0,000298 [–]

d: Koeffizient: $2,484398 \cdot 10^{-6}$ [–]

e: Koeffizient: $-8,323842 \cdot 10^{-9}$ [–]

Zwischen 100 % und 110 % Last fällt der relative Wirkungsgrad linear von 100 % auf 99 %.

Der Abscheidegrad wurde bei Volllast zu 90 % festgelegt, unter Überlast wird annähernd derselbe Massenstrom wie unter Volllast abgeschieden ($\eta_{\text{Ab}}(f_{\text{PG}}) = 0,9 \cdot \frac{f_{\text{PG}}}{100}$), unter Teillast erfolgt ein linearer Anstieg des Abscheidegrades bis auf 95 % bei 30 % Last. Unterhalb 30 % wird das Kraftwerk inklusive Abscheidung als außer Betrieb genommen betrachtet.

Der angenommene Brennstoff ist Lausitzer Braunkohle mit folgender Zusammensetzung:

Tab. 3.1: Zusammensetzung Lausitzer Braunkohle [200]

Größe	Symbol	Wert	Einheit
Heizwert	$H_{U,\text{RBK}}$	8600	kJ/kg
Wasser	W	56,1	Ma.-%
Asche	A	5,2	Ma.-%
Kohlenstoff	C	26,3	Ma.-%
Wasserstoff	H	1,9	Ma.-%
Stickstoff	N	0,3	Ma.-%
Sauerstoff	O	9,4	Ma.-%
Schwefel	S	0,8	Ma.-%

Über die Verbrennungsrechnung (vollständige Verbrennung mit feuchter Luft) wurde ein spezifischer CO_2 -Anteil von $\mu_{\text{CO}_2} = 0,963669$ kg CO_2 je kg Brennstoff ermittelt.

Zusammenfassend hat das CCS-Kraftwerk folgende Parameter im Auslegungspunkt (600 MW elektrischer Nettonennleistung):

Tab. 3.2: Kennwerte CCS-Kraftwerk im Auslegungspunkt

Größe	Wert	Einheit
Nettleistung	600	MW _{el}
Nettowirkungsgrad (Vollast)	36	%
thermische Leistung	1667	MW _{th}
Brennstoffbedarf	193,79845	kg/s
Abscheidegrad	90	%
CO ₂ -Massenstrom	168,08	kg/s
spez. CO ₂ -Gehalt (vollständige Verbrennung)	0,963669	kg _{CO2} /kg _{Br}

Über den gesamten Lastbereich ergibt sich folgendes Bild für die Leistungen und Massenströme (Abb. 3.5):

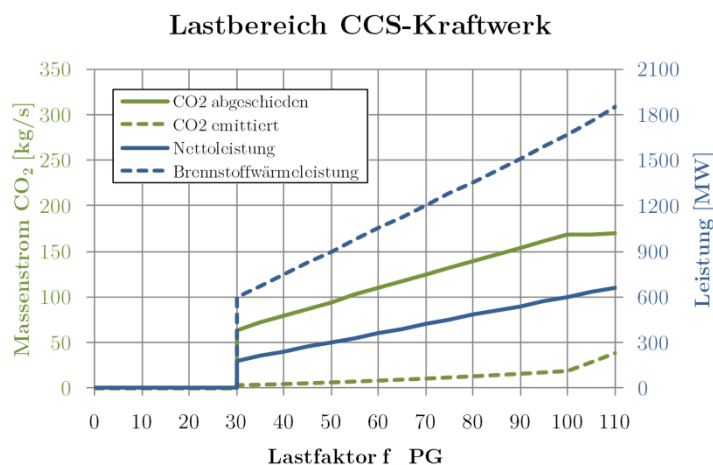


Abb. 3.5 Überblick Lastbereich CCS-Kraftwerk

3.1.1.2 Datengrundlage Lastgänge

Als Datengrundlage für den Verlauf der Kraftwerksleistung wurden seitens Vattenfall Generation AG Messdaten eines Blockes eines Lausitzer Braunkohlekraftwerkes bereitgestellt [15]. Die Daten umfassen 15-Minuten-Werte der Generatorleistung und des Frischdampfmassenstromes ausgewählter Monate mit repräsentativen Lastverläufen. Zu beachten ist, dass das zugrunde liegende Kraftwerk sowohl Fernwärme als auch Regelleistung bereitstellen kann. In den Wintermonaten werden deshalb nicht 100 % der theoretisch möglichen elektrischen Leistung abgegeben. Die Fernwärmeauskoppelung wird im Folgenden nicht berücksichtigt, die resultierende Abweichung im CO₂-Massenstrom liegt im Bereich von maximal 2–3 %.

Abb. 3.6 gibt einen Überblick über die verschiedenen Messdatenverläufe. Eine detaillierte Darstellung der einzelnen Monate findet sich in Anhang VII.

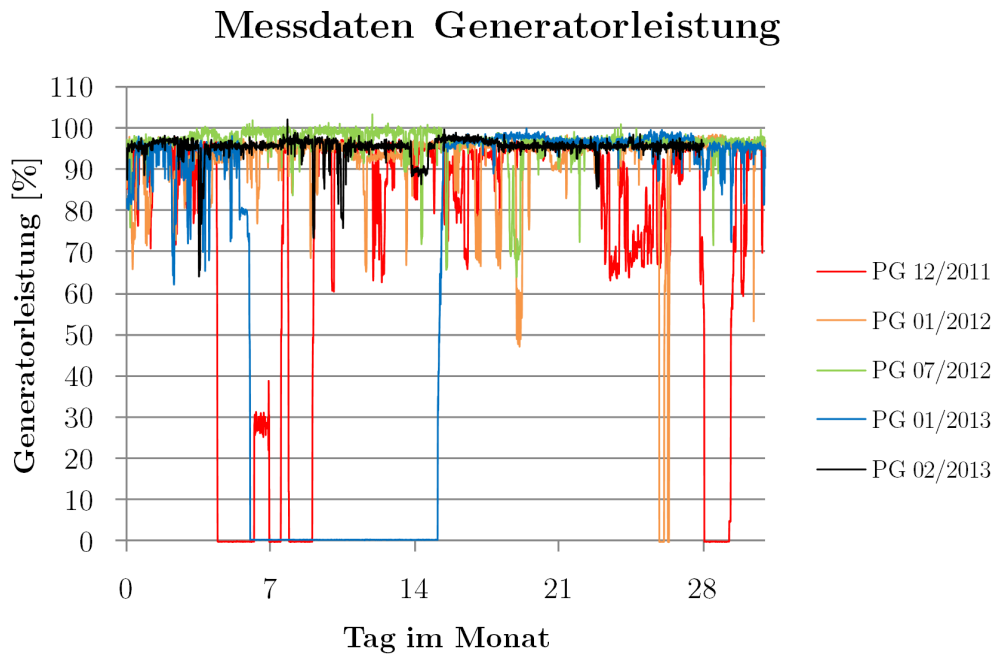


Abb. 3.6 Übersicht Messdaten Lastgänge (Generatorleistung)

Die Auswahl der Zeiträume erfolgte mit dem Ziel, möglichst verschieden starke Einflüsse des Strommarktes bzw. der erneuerbaren Energien auf den einzelnen Kraftwerksblock abzudecken. Des Weiteren sollten typische Vorgänge wie geplante und ungeplante Außerbetriebnahme und der Normalbetrieb repräsentiert werden. Folgende Tabelle beschreibt die jeweiligen Besonderheiten während der Aufzeichnung der Messwerte.

Tab. 3.3: Beschreibung Messdaten (nach Angaben von [15])

Monat	Beschreibung/Besonderheiten
12/2011	Lasteinsenkung an mehreren Tagen, 3-malig Außerbetriebnahme/Reservestellung
01/2012	Lasteinsenkungen und entsprechend hohe Schwankungen der Leistung, zum Monatsende Lastabwurf aufgrund einer Störung
07/2012	Normaler Betrieb
01/2013	Monatsanfang: viele Laständerungen, Mitte des Monats: kontrollierte Außerbetriebnahme zur Reparatur, stabiler Betrieb in der zweiten Monatshälfte
02/2013	stabiler Betrieb mit wenigen Lasteinsenkungen

Beispielhaft sei hier der Monat Dezember 2011 genauer erläutert (Abb. 3.7). Dieser ist typisch für Zeiten hoher Einspeisung durch erneuerbare Energien, mit hoher und stark schwankender Einspeisung von Windenergie. Dargestellt sind die Generatorleistung des Kraftwerks, der daraus berechnete Lastgradient, die Einspeisung von Windenergie in der Regelzone [201] sowie die vom ÜNB getroffenen Maßnahmen nach §13 EnWG [202].

Wie man erkennen kann, gab es im Dezember 2011 aufgrund von hoher Einspeisung durch Windkraft relativ viele Perioden, in denen vom ÜNB Maßnahmen zum Netzschutz getroffen werden mussten. In das Diagramm eingezeichnet wurden sechs Perioden, in denen man gut erkennen kann, wie sich diese Maßnahmen auf den Kraftwerksbetrieb auswirken:

- Periode 1: hoher, schnell steigender Anteil Windenergie, starke Eingriffe in den Netzbetrieb → Lastabsenkung des Kraftwerks,
- Periode 2: dauerhaft hoher Anteil Windenergie, Eingriffe in den Netzbetrieb → mehrfache Außerbetriebnahme des Kraftwerks,
- Periode 3: schnell steigender Anteil Windenergie, Eingriffe in den Netzbetrieb → Lastabsenkung des Kraftwerks, hohe, wechselnde Lastgradienten,
- Periode 4: dauerhaft hoher Anteil Windenergie, Eingriffe in den Netzbetrieb → Lastabsenkung des Kraftwerks,
- Periode 5: hoher, wechselnder Anteil Windenergie, Eingriffe in den Netzbetrieb → Lastabsenkung des Kraftwerks, hohe, wechselnde Lastgradienten,
- Periode 6: schnell steigender Anteil Windenergie Eingriffe in den Netzbetrieb → zeitweise Außerbetriebnahme des Kraftwerks.

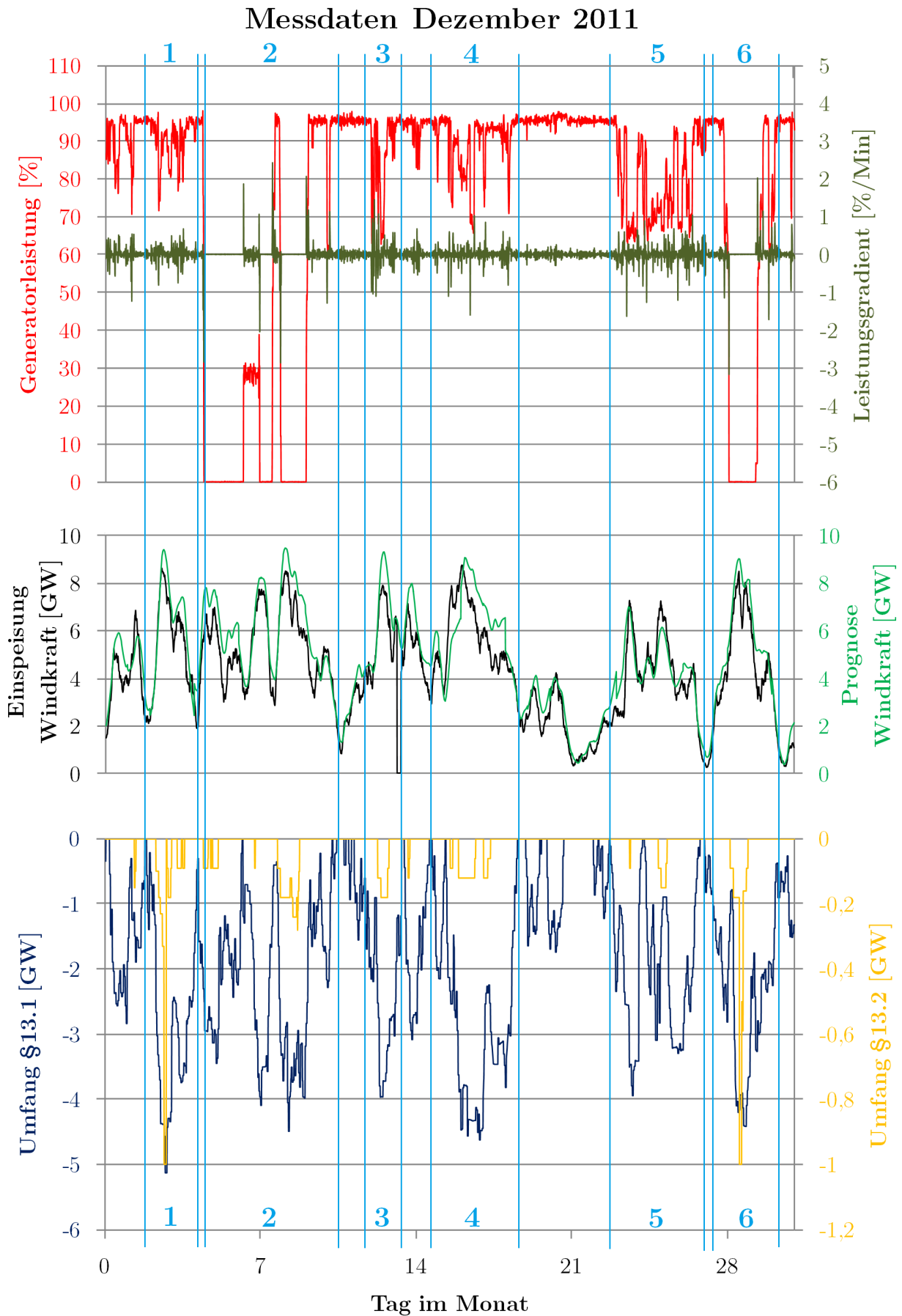


Abb. 3.7 Verlauf Kraftwerksleistung unter dem Einfluss der Windenergieeinspeisung (Windkraft und EEG-Daten von: [201] und [202])

3.1.1.3 Lastgänge CCS-Kraftwerk

Unter Nutzung der in den vorigen Abschnitten beschriebenen Gleichungen wurden die Lastgänge des CCS-Kraftwerks generiert (Abb. 3.8 bis Abb. 3.17). Diese bilden die Grundlage für die Simulationen in Kapitel 3.2.5.

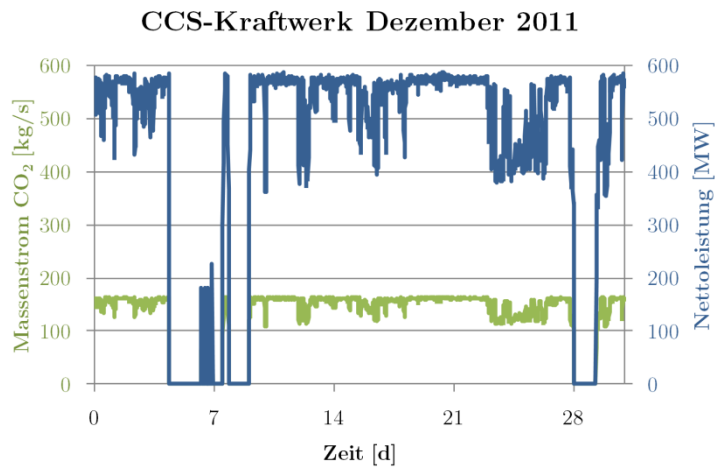


Abb. 3.8 Nettoleistung und CO₂-Massenstrom des CCS-Kraftwerks 12/2011

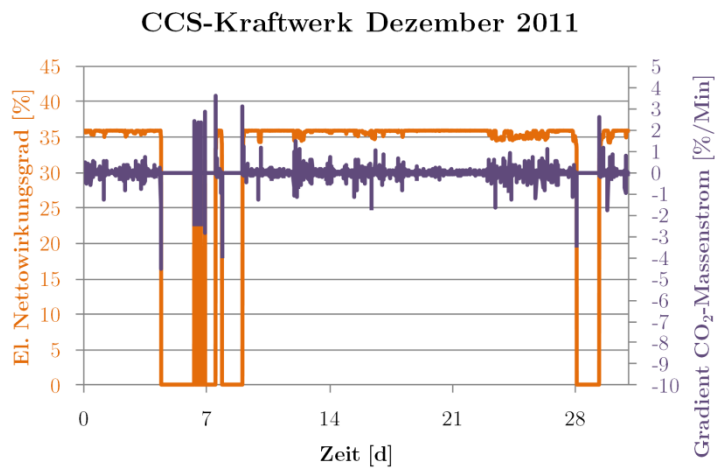


Abb. 3.9 Nettowirkungsgrad und CO₂-Massenstromgradient des CCS-Kraftwerks 12/2011

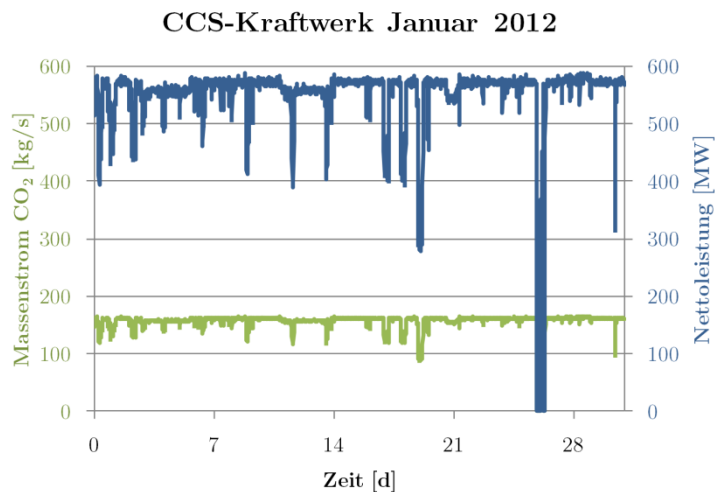


Abb. 3.10 Nettoleistung und CO₂-Massenstrom des CCS-Kraftwerks 01/2012

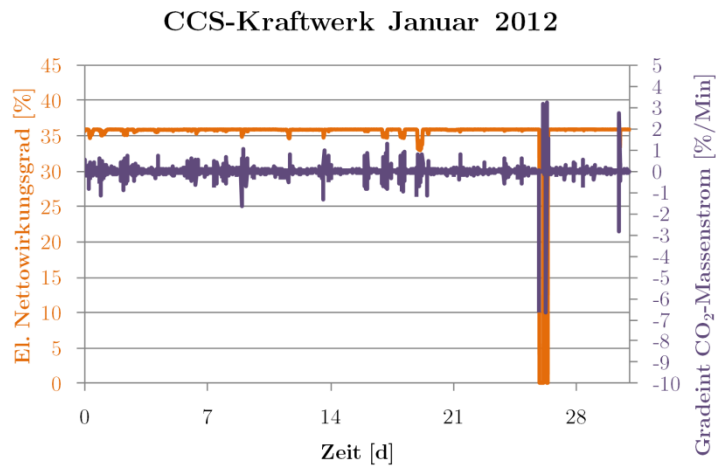


Abb. 3.11 Nettowirkungsgrad und CO₂-Massenstrogradient des CCS-Kraftwerks 01/2012

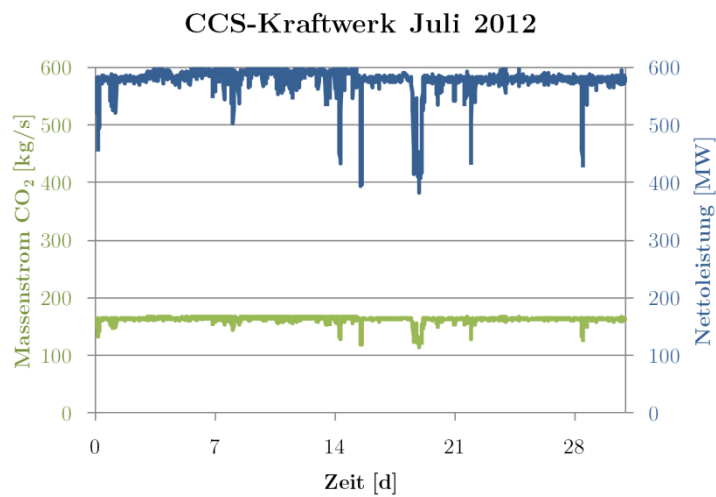


Abb. 3.12 Nettoleistung und CO₂-Massenstrom des CCS-Kraftwerks 07/2012

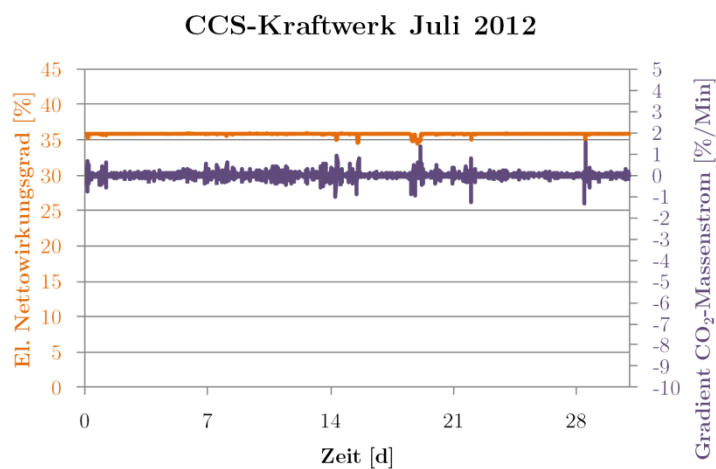


Abb. 3.13 Nettowirkungsgrad und CO₂-Massenstrogradient des CCS-Kraftwerks 07/2012

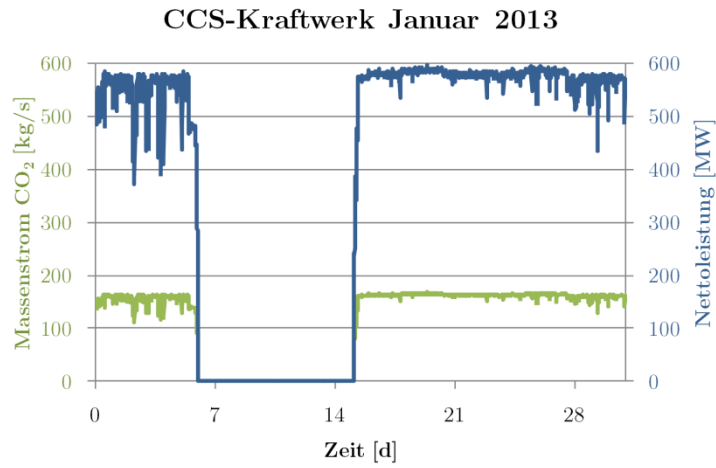


Abb. 3.14 Nettoleistung und CO₂-Massenstrom des CCS-Kraftwerks 01/2013

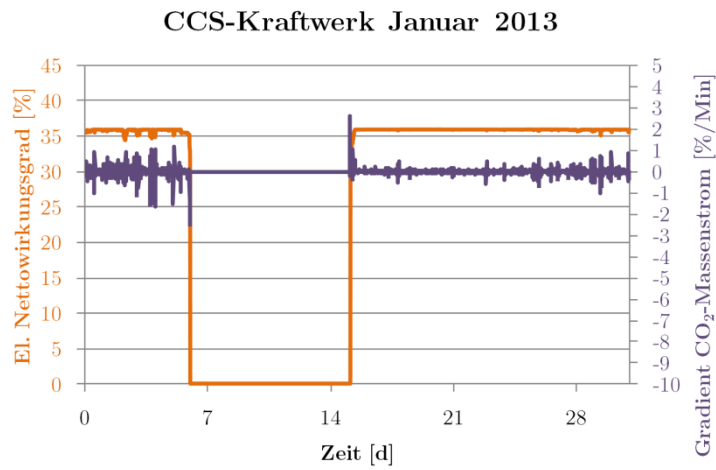


Abb. 3.15 Nettowirkungsgrad und CO₂-Massenstromgradient des CCS-Kraftwerks 01/2013

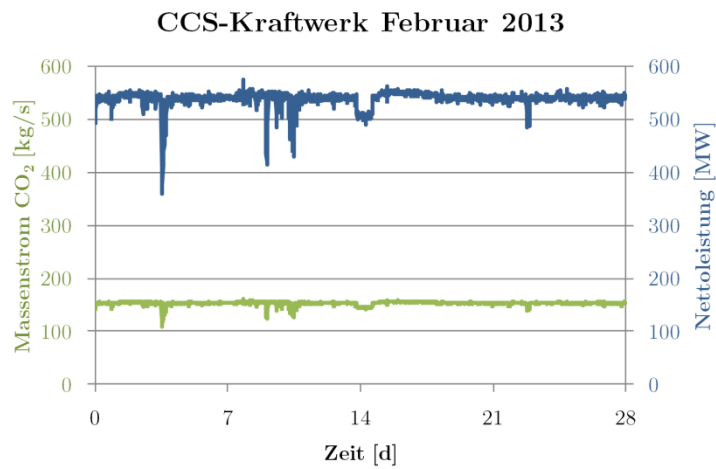


Abb. 3.16 Nettoleistung und CO₂-Massenstrom des CCS-Kraftwerks 02/2013

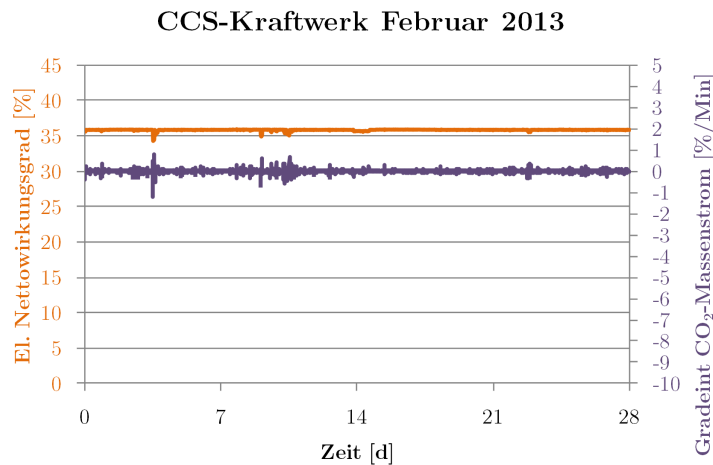


Abb. 3.17 Nettowirkungsgrad und CO₂-Massenstrogradient des CCS-Kraftwerks 02/2013

Die Berechnung der Abscheidung/Verdichtung erfolgt als Blackbox. Es werden lediglich folgende Randbedingungen vorgegeben:

- der Abscheidegrad variiert mit der Last,
- der Energiebedarf der Abscheidung/Verdichtung variiert mit der Last und ist im Nettowirkungsgrad enthalten,
- die Zusammensetzung des abgeschiedenen CO₂ wird fest vorgegeben,
- An der Schnittstelle CO₂-Quelle/Pipeline enthält der CO₂-Strom keine anderen Bestandteile außer CO₂

Die Auswirkungen von CO₂-Gemischen werden in einer separaten Betrachtung im Kapitel 5 behandelt.

3.1.2 Pipelineroute und -auslegung

Für den Langstreckentransportweg werden prinzipiell zwei Optionen untersucht: zum einen der komplette Transportweg per Pipeline, zum anderen der anteilige Transport per Pipeline zu einem Hafen sowie der Schiffstransport vom Hafen zum Speicherstandort. Die Auslegung der Pipeline erfolgt iterativ mit der Simulation.

3.1.2.1 Route, axialer Aufbau der Modelle

Beide Transportoptionen werden ausgehend vom Kraftwerksstandort Jänschwalde bei Cottbus geplant. Der Verlauf der Route erfolgt dabei weitgehend linear, lediglich größere Städte und Ballungsgebiete werden umgangen. Auf lokale Besonderheiten der Route (Umgehung einzelner Orte, Sperrgebiete, Bauwerke, Flüsse oder ungeeignetem, felsigem bzw. moorigem Untergrund) wird keine Rücksicht bei der Wahl der Route genommen, diese haben in der Regel keinen wesentlichen Einfluss auf den eigentlichen Transportprozess, wohl aber auf die Planungs- und Bauprozesse.

Ziel der On- und Offshore-Route ist das Sleipner-Gasfeld, wobei das Festland westlich von Cuxhaven verlassen wird. Ziel der Onshore-Route ist der Hafen von Rotterdam. Abb. 3.18 zeigt die beiden Routen:



Abb. 3.18 Routen der modellierten Pipelines (erstellt unter Nutzung von [203])

Die Anfangs- und Endpunkte der Pipelines sind willkürlich festgelegt, stellen aber jeder für sich einen für CCS relevanten Standort dar. Das Modell für den Schiffstransport endet in Rotterdam (von dort aus würde der Transport mittels Flüssig-CO₂-Tanker fortgesetzt werden). Beim Offshore-Transport schließt sich an die Pipeline der Injektionsbrunnen und ein Aquifer an.

Die Festlegung der Route erfolgt über ein online verfügbares Werkzeug zur Erstellung von Höhenprofilen, basierend auf GoogleMaps [204], [205], [206]. Dabei werden ausgehend von mehreren vom Nutzer festgelegten geografischen Koordinaten das Höhenprofil der Landschaft und des Meeresbodens auf linearen Verbindungslinien zwischen diesen Punkten erstellt. Die horizontale Auflösung beträgt zwischen 1,4 und 1,7 km. Die Ausgabe dieser Höhenprofile erfolgt sowohl grafisch als auch in Form einer CSV-Datei, welche die Route über tabellarisch aufgelistete Wegpunkte (Koordinaten, horizontale Entfernung, Höhe über NN) darstellt (siehe Anhang VIII).

Die Route Jämschwalde-Rotterdam verläuft komplett auf dem Festland, die Route Jämschwalde-Sleipner verläuft etwa 470 km auf dem Festland, die restlichen ca. 430 km zwischen Cuxhaven und Sleipner verlaufen auf dem Meeresgrund.

Die erzeugten Höhenprofile der Pipelinerouten wurden in OLGA importiert, es waren lediglich Änderungen der Formatierung (Dezimaltrennzeichen) und der Reihenfolge der Daten notwendig. Bei einzelnen Abschnitten war es weiterhin notwendig, die Abschnittslänge zu halbieren, um den Anforderungen von OLGA zu genügen (maximal Verdopplung der Abschnittslänge benachbarter Abschnitte). Dies ist vor allem am Ende der Pipeline notwendig, um die Übergänge zur Injektionsbohrung zu ermöglichen (siehe folgendes Kapitel). In diesen Fällen wurde die Höhe linear interpoliert.

Nachfolgend werden die erzeugten Höhenprofile dargestellt (Abb. 3.19 und Abb. 3.20):

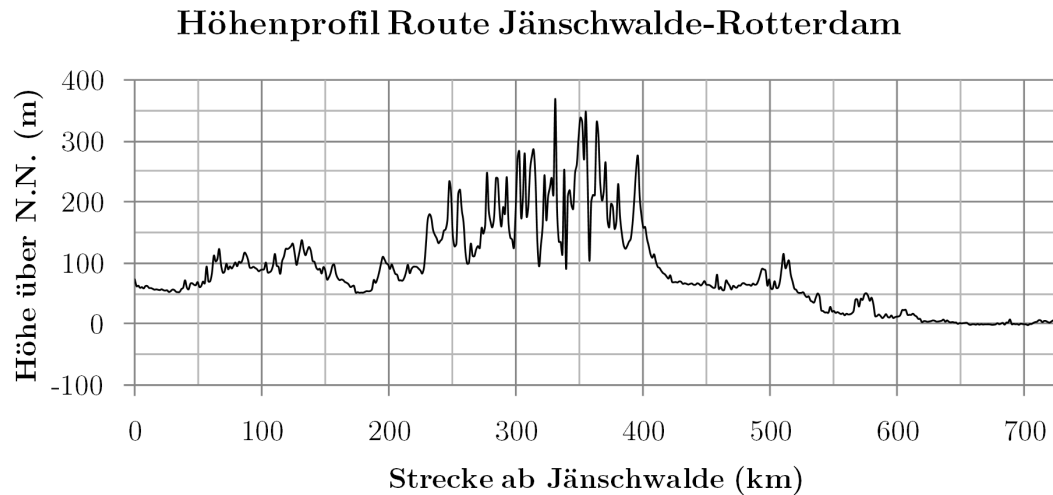


Abb. 3.19 Route Jänschwalde-Rotterdam

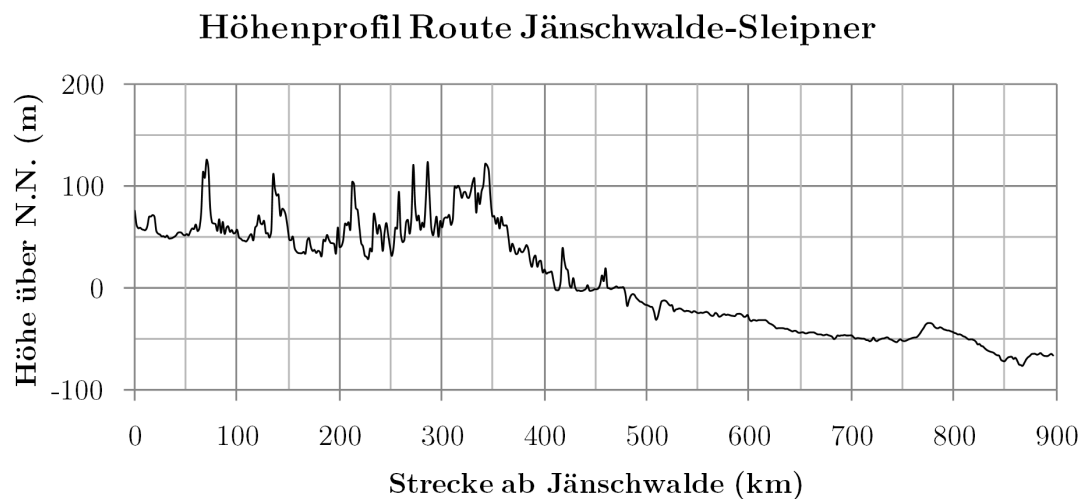


Abb. 3.20 Route Jänschwalde-Sleipner

3.1.2.2 Umgebungsbedingungen der Rohrleitung

Es wird eine Verlegetiefe (Mittelpunkt Rohrleitungsquerschnitt) auf dem Festland von 1,80 m angenommen. Auf dem Meeresgrund wird ein Aufliegen auf dem Meeresgrund mit Überdeckung durch Schlamm angenommen.

Für die Berechnung des Wärmeaustausches mit der Umgebung werden zeitlich konstante Randbedingungen festgelegt. An Land wird eine feste Bodentemperatur von 10,35 °C angenommen (der langfristige mittlere Jahreswert für eine Tiefe von 2 m in Potsdam [207]). In der Nordsee werden konstant 7 °C als Wassertemperatur auf dem Meeresgrund angenommen [208]. Der die Rohrleitung umgebende Boden wird mit seinen Eigenschaften in Bezug auf die Wärmeleitung (Wärmeleitfähigkeit, Wärmekapazität, Dichte) berücksichtigt. Dazu wurden die Bodentypen entlang der Pipeline-route erfasst und deren Eigenschaften aufgearbeitet.

Grundlage für die Zuordnung der Bodentypen war die Bodenübersichtskarte des BGR [209]. In diese wurde der Verlauf der Routen (innerhalb Deutschlands) eingetragen und Abfolge und Anteil des jeweiligen Bodentyps der Strecke zugeordnet. Für die jeweiligen Bodentypen wurden unter Anwendung der VDI 4640 [210] Wärmeleitfähigkeit, Wärmekapazität und Dichte zugewiesen (siehe Anhang IX). Für die Route in den Niederlanden diente die Karte des Alterra Wageningen Forschungsinstituts als Grundlage [211]. Für den Streckenverlauf in der Nordsee wurden für den Meeresboden feste Werte genutzt [212].

Für jeden Bodentyp wurde anschließend in OLGA ein separater Materialtyp angelegt, welcher die physikalischen Eigenschaften enthält. Dieser dient dann als Grundlage für die Erstellung der Pipelinegeometrie. Der Verlauf der Untergrundeigenschaften entlang der Route ist in den beiden folgenden Diagrammen dargestellt:

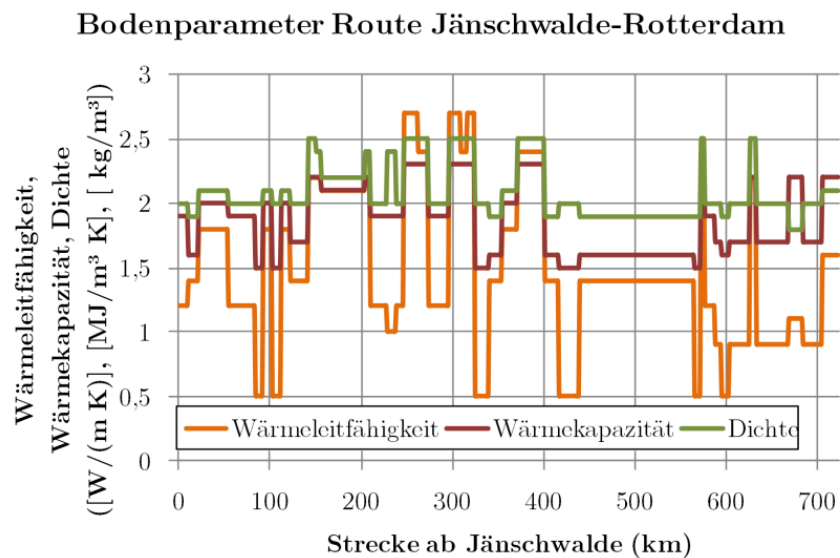


Abb. 3.21 Bodenparameter Jänschwalde-Rotterdam

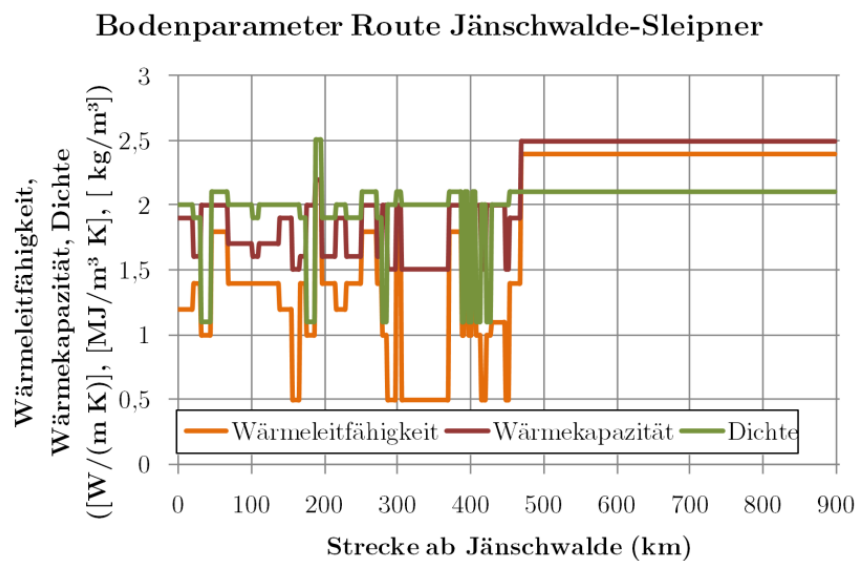


Abb. 3.22 Bodenparameter Jänschwalde-Sleipner

Für die in der Nordsee verlaufenden Abschnitte wurde der Wärmeübergangskoeffizient nach [213] festgelegt.

3.1.2.3 Aufbau der Rohrleitung

Werkstoff

Als Rohrleitungswerkstoff wird L485MB festgelegt. Dieser wird typischerweise für Großpipelines eingesetzt. Die Berechnung der Wandstärke erfolgt nach den in Kapitel 2.2.5 beschriebenen Verfahren. Es werden folgende Werkstoffeigenschaften angenommen:

Tab. 3.4: Eigenschaften Stahlrohr L485MB im Bereich 0 °C bis 50 °C (Mittelwerte in Klammern)

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Werkstoffnummer	1.8977	EN10208-2	[214]
Äquivalente Klassen	X70	API5L	[214]
	StE 480.7TM	DIN 17172	[214]
Wärmekapazität	421 (448) 475	J/(kg K)	[215]
Wärmeleitkoeffizient	32,4 (33,5) 34,6	W/(m K)	[215]
Dichte	7824 (7831,5) 7839	kg/m ³	[215]
Elastizitätsmodul	210 (211,5) 213	GPa	[215]
Streckgrenze $R_{t_{0,5}}$	485 (545) 605	MPa	[214]
Zugfestigkeit R_m	mind. 570	MPa	[214]
Streckgrenzenverhältnis $R_{t_{0,5}}/R_m$	mind. 85	%	[214]

Generelle Annahmen

Die Rohrleitungen werden jeweils auf der gesamten Strecke mit den gleichen Randbedingungen ausgelegt. In der Regel sind die durchschnittliche Strömungsgeschwindigkeit und der maximale Innendruck die führenden Größen bei der Auslegung. Außerdem soll vermieden werden, dass es am Ende der Pipeline zur Zweiphasenströmung kommt.

Die Rauigkeit der inneren Rohrwand wird für alle Varianten mit 0,0000417 m festgelegt (siehe Kap. 2.2.5.4).

Die Rohrleitungen sind mit einer Außenbeschichtung aus mehreren Lagen Polypropylen sowie im Offshore-Bereich zusätzlich mit einer Betonhülle zur Beschwerung und zum Schutz vor mechanischer Belastung versehen.

Tab. 3.5: Eigenschaften Pipeline-Beschichtungen (Werte aus [216])

Größe	Wert PP	Wert Beton	Einheit
Stärke	0,75	40	mm
Dichte	900	2400	Kg/m ³
Wärmeleitfähigkeit	0,22	2,1	W/(m K)
Wärmekapazität	1920	1000	kJ/(kg K)

Da die Beschichtung im Vergleich zu den anderen Schichten sehr dünn ist, wird diese aus Gründen der numerischen Stabilität in die Rohrwandstärke (und die thermischen Eigenschaften) eingerechnet.

Die Stärke der Betonummantelung wird durch die an der Rohrleitung entstehenden Auftriebskräfte bestimmt. Damit die Pipeline sicher am Meeresboden liegen bleibt, muss diese schwerer sein als das durch sie verdrängte Wasser. Die Berechnung findet sich im folgenden Abschnitt.

Für die Modellbildung werden des Weiteren sämtliche lokalen Abweichungen der Geometrie vernachlässigt. Das heißt: Schweißnähte, Schieberstationen, Ventile/Armaturen, lokale Umgehungen/Bögen etc. werden nicht separat abgebildet. Sie haben im Vergleich zur reinen Rohrleitung und deren Umgebung nur einen untergeordneten thermisch-hydraulischen Einfluss auf den Transportprozess.

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Für die Pipeline Jänschwalde-Rotterdam wurden nach den in Kapitel 2.2.5 vorgestellten Berechnungsmethoden der Durchmesser und die Wandstärke der Rohrleitung ermittelt. Dabei wurden ausgehend von ersten Schätzwerten für Druck und Temperatur iterativ die Ergebnisse der Simulation aus Kapitel 3.2.2.1 mit der Auslegungsrechnung abgeglichen, bis die Annahmen für die Strömungsgeschwindigkeit und den maximalen Druck übereinstimmten und die Pipeline insgesamt mit technisch machbaren Parametern simuliert werden konnte. Insbesondere der im Normalbetrieb auftretende Maximaldruck sowie der am Pipelineende einzuhaltende Minimaldruck von 85 bar waren für die Dimensionierung ausschlaggebend.

Folgende Tabelle zeigt die Ergebnisse der iterativen Auslegung der Rohrleitung. Der final gewählte Außendurchmesser und die gewählte Wandstärke nach DIN EN 10220 [217] sind fett dargestellt:

Tab. 3.6: Ergebnisse Auslegung Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Größe	Wert	Einheit
Nennmassenstrom	168,08	kg/s
Startwert mittlerer Druck	150	bar
Startwert mittlere Temperatur	28,5	°C
Startwert mittlere Dichte	856,1	kg/m ³
gewählte mittlere Strömungsgeschwindigkeit	1	m/s
resultierende Querschnittsfläche	0,1963	m ²
resultierender Durchmesser	0,5000	m
gewählter DN	500	-
Außendurchmesser	0,508	m
gewählter Maximaldruck zur Auslegung	250	bar
Mindestwandstärke aufgrund Innendruck	20,95	mm
max. Druckerhöhung durch Druckstoß	4,33	bar
Mindestwandstärke aufgrund Druckstoß	21,31	mm
max. Sättigungsdruck + Sicherheitsaufschlag	85	bar
Wandstärke gegen Rissausbreitung	18,21	mm
DN gewählt	500	-
Außendurchmesser gewählt	508	mm
Wandstärke gewählt	22,2	mm
Innendurchmesser	463,6	mm
Rauigkeit innen (Kap. 2.2.5.4)	0,0000417	m

Das Profil der Pipeline ist unter Kapitel 3.1.2.1 in Abb. 2.36 ersichtlich.

Pipeline Jänschwalde-Sleipner

Für die Berechnung der Pipelineabschnitte unter der Nordsee werden zur Auslegung zusätzlich folgende Werte bestimmt:

- Berechnung der Stabilität gegenüber Außendruck,
- Berechnung der notwendigen Schichtdicke des Betonmantels.

Da die Pipeline in maximal etwa 77 m Wassertiefe liegt, sind nur geringe äußere Drücke zu verzeichnen. Diese betragen im Falle der luftgefüllten Pipeline (vor Erstbefüllung) maximal 8 bar. Da dieser Druck im Vergleich zum Innendruck sehr gering ist, wird nur eine überschlägliche Prüfung des elastischen Beuldruckes nach [218] durchgeführt:

$$p_a = \frac{2 \cdot E}{(1-\nu^2)} \left(\frac{t}{d_a} \right)^3 \quad \text{Gl. 3.4}$$

d_a : Außendurchmesser Rohrleitung [mm]

t : Wandstärke Rohrleitung [mm]

E : Elastizitätsmodul [MPa] bzw. $\left[\frac{N}{mm^2} \right]$

ν : Poissonzahl/Querdehnungszahl (Stahl: 0,3) [-]

Für die Pipeline Jänschwalde-Sleipner ergeben sich folgende Werte:

Tab. 3.7: Berechnung zulässiger äußerer Druck

Größe	Wert	Einheit
max. Wassertiefe	-76,8	m
max. Wasserdruck	7,73	bar
Poissonzahl	0,3	-
Sicherheitsfaktor	3	-
krit. Beuldruck	41,29	MPa
max. äußerer Druck	137,62	bar

Die Pipeline ist entsprechend der Rechenergebnisse also weit entfernt von der Gefahr durch Einbeulen aufgrund von äußerem Überdruck.

Des Weiteren muss berechnet werden, ob die leere Pipeline im Wasser eine Auftriebskraft erfährt bzw. wie stark der Betonmantel sein muss, um die Pipeline ausreichend zu beschweren.

Dazu werden zunächst die längenspezifischen Massen von Rohrleitung und Betonmantel bestimmt:

$$\hat{m}_{RL} = \rho_{\text{Stahl}} \cdot \frac{\pi}{4} (d_a - d_i)^2 \quad \text{Gl. 3.5}$$

$$\hat{m}_B = \rho_{\text{Beton}} \cdot \frac{\pi}{4} (d_B - d_a)^2 \quad \text{Gl. 3.6}$$

Dann wird die Masse des verdrängten Wassers (durch die Rohrleitung mit und ohne Betonmantel) bestimmt:

$$\hat{m}_{W,RL} = \rho_W \cdot \frac{\pi}{4} (d_a)^2 \quad \text{Gl. 3.7}$$

$$\hat{m}_{W,B} = \rho_W \cdot \frac{\pi}{4} (d_B)^2 \quad \text{Gl. 3.8}$$

Anschließend wird berechnet, welche Auftriebskraft die Rohrleitung jeweils erfährt:

$$F_{RL} = -g \cdot (\hat{m}_{W,RL} - \hat{m}_{RL}) \quad \text{Gl. 3.9}$$

$$F_{RL+B} = -g \cdot (\hat{m}_{W,B} - \hat{m}_{RL} - \hat{m}_B) \quad \text{Gl. 3.10}$$

\hat{m}_{RL} : spezifische Masse der Rohrleitung $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}}\right]$ \hat{m}_B : spezifische Masse des Betonmantels $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}}\right]$

$\hat{m}_{W,RL}$: spezifische Masse des durch die Rohrleitung verdrängten Wassers $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}}\right]$

$\hat{m}_{W,RL+B}$: spezifische Masse des durch die Rohrleitung + Mantel verdrängten Wassers $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}}\right]$

F_{RL} : Auftriebskraft der Rohrleitung $\left[\frac{\text{N}}{\text{m}}\right]$ F_{RL+B} : Auftriebskraft der Rohrleitung mit Betonmantel $\left[\frac{\text{N}}{\text{m}}\right]$

Ist für die unbeschwerte Rohrleitung eine positive Auftriebskraft zu verzeichnen, muss die Rohrleitung zusätzlich beschwert werden, um ein Auftreiben zu verhindern. Dabei wird in der Regel angestrebt, eine deutlich negative Auftriebskraft zu erzielen, um ein schnelles Absinken der Rohrleitung beim Verlegen zu gewährleisten und die Rohrleitung auch bei stärkeren Strömungen am ursprünglichen Verlegeort zu fixieren.

Für den unterseeischen Abschnitt der Pipeline Jänschwalde-Sleipner ergeben sich folgende Werte für eine mit 40 mm Beton ummantelte Pipeline:

Tab. 3.8: Auftriebskraft unterseeische Pipeline Jänschwalde-Sleipner

Größe	Wert	Einheit
Stärke Betonmantel	40	mm
Auftriebskraft ohne Mantel	-754,1	N/m
Auftriebskraft mit Mantel	-1768,3	N/m

Tab. 3.9: Eigenschaften Rohrleitung Jänschwalde-Sleipner

Größe	Wert	Einheit
Nennmassenstrom	168,08	kg/s
Startwert mittlerer Druck	150	bar
Startwert mittlere Temperatur	28,5	°C
Startwert mittlere Dichte	856,1	kg/m ³
gewählte mittlere Strömungsgeschwindigkeit	1	m/s
resultierende Querschnittsfläche	0,1963	m ²
resultierender Durchmesser	0,5000	m
Gewählter DN	550	-
Außendurchmesser	0,559	m
gewählter Maximaldruck zur Auslegung	250	bar
Mindestwandstärke aufgrund Innendruck	23,05	mm
max. Druckerhöhung durch Druckstoß	4,33	bar
mindestwandstärke aufgrund Druckstoß	23,45	mm
max. Sättigungsdruck + Sicherheitsaufschlag	85	bar

Größe	Wert	Einheit
Wandstärke gegen Rissausbreitung	21,00	mm
DN gewählt	550	-
Außendurchmesser gewählt	559	mm
Wandstärke gewählt	25	mm
Innendurchmesser	509	mm
Rauigkeit innen (Kap. 2.2.5.4)	0,0000417	m

Das Profil der Pipeline ist unter Kapitel 3.1.2.1 in Abb. 3.20 ersichtlich.

3.1.2.4 Radialer Aufbau des Modells von Pipeline und Umgebung

Für die Modellbildung in OLGA werden Rohrleitung und Umgebung radial in konzentrische Schichten unterteilt. Der Aufbau dieser Schicht ist in jedem Abschnitt gleich, es werden lediglich die Materialtypen geändert. Es werden Schichten für das Stahlrohr (inkl. Beschichtung), den Betonmantel und den Boden angelegt. Dabei werden die einzelnen Schichten so unterteilt, dass (von innen nach außen) jeweils aneinander grenzende Schichten ein Verhältnis der Stärke von maximal 2 haben (Vorgabe des geometrischen Aufbaus seitens OLGA [192]).

Da die Wärmeleitung einer erdverlegten Pipeline nicht symmetrisch erfolgt, aber die Schichten in OLGA radialsymmetrisch angelegt werden müssen, wird für die Berechnung eine äquivalente Erdschichtenstärke herangezogen. Diese berechnet sich laut der Dokumentation seitens Schlumberger wie folgt [219]:

$$d_{\bar{a}} = d_a \cdot \left[\frac{2h}{d_a} + \sqrt{\left(\frac{2h}{d_a}\right)^2 - 1} \right] \quad \text{Gl. 3.11}$$

$$t_{\bar{a}} = \frac{d_{\bar{a}} - d_a}{2} \quad \text{Gl. 3.12}$$

$d_{\bar{a}}$: Äquivalenter Erdschichtendurchmesser [m]

d_a : Außendurchmesser Rohrleitung [m]

h : Abstand Rohrachse – Erdboden [m]

$t_{\bar{a}}$: Äquivalente Erdschichtenstärke [m]

Diese äquivalente Erdschichtenstärke wird für die Berechnung weiter unterteilt, so dass sich ein den Konventionen von OLGA entsprechender Schichtenaufbau ergibt (maximal Verdoppelung/Halbierung der Schichtstärke). Um den berechneten äußersten Durchmesser der Erdschicht einzuhalten, wurden die äußersten drei Bodenschichten jeweils in gleicher Stärke ausgeführt. Die Untergliederung der einzelnen Schichten in ein feiner aufgelöstes Rechengitter erfolgt durch OLGA automatisch.

Die feine Untergliederung der Erdschichten erfolgt primär aus numerischen Gründen, für das mathematisch-physikalische Modell ist im Wesentlichen der Beitrag zur Wärmespeicherung durch die Erdmasse von Interesse.

Abb. 3.23 zeigt den radialen Aufbau des Modells:

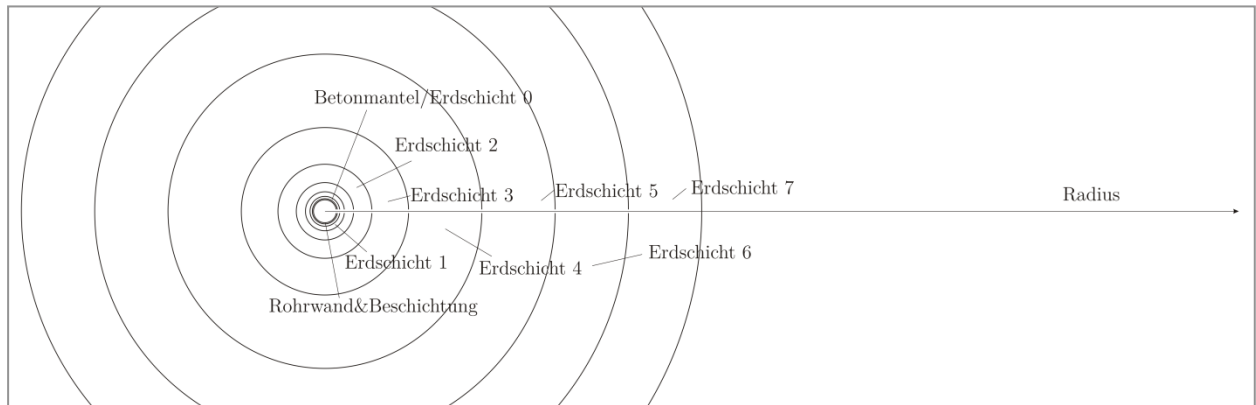


Abb. 3.23 Radialer Aufbau Modell Pipeline (schematisch)

Als äußerste Randbedingung für den Wärmeübergang wird im Onshore-Bereich Luft, im Offshore-Bereich Wasser angenommen, entsprechend den Standardbedingungen im Modul HEATTRANSFER von OLGA [192]. Dieser äußere Wärmeübergang findet physikalisch nur an der Oberseite statt, es werden deshalb geringere Werte angenommen, da das Modell axisymmetrisch aufgebaut ist.

Für die Rohrleitungen ergibt sich folgende radiale Diskretisierung:

Tab. 3.10: Diskretisierung der Rohrleitung und des Bodens

Größe	Wert Jä.-Slei. (onshore)	Wert Jä.-Slei. (offshore)	Wert Jä.- Rott.	Einheit
Innendurchmesser	509,0	509,0	463,6	mm
Wandstärke Stahl*	25,0	25,75	22,95	mm
Außendurchmesser Rohr*	559,0	560,5	509,5	mm
Wandstärke Beton 1	-	20,0	-	mm
Außendurchmesser Beton 1	-	600,5	-	mm
Wandstärke Beton 2	-	20,0	-	mm
Außendurchmesser Beton 2	-	640,5	-	mm
Wandstärke Boden 1	50,0	40,0	44,4	mm
Durchmesser Boden 1	659,0	720,5	598,3	mm
Wandstärke Boden 2	100,0	80,0	88,8	mm
Durchmesser Boden 2	859,0	880,5	775,9	mm
Wandstärke Boden 3	200,0	140	177,6	mm
Durchmesser Boden 3	1259,0	1160,0	1131,1	mm
Wandstärke Boden 4	400,0	240,0	355,2	mm
Durchmesser Boden 4	2059,0	1640,5	1841,5	mm
Wandstärke Boden 5	413,2	-	496,0	mm
Durchmesser Boden 5	2472,2	-	2337,5	mm
Wandstärke Boden 6	413,2	-	496,0	mm
Durchmesser Boden 6	2885,4	-	2833,5	mm
Wandstärke Boden 7	413,2	-	496,0	mm
Durchmesser Boden 7	3298,7	-	3329,5	mm

*inkl. Außenbeschichtung

Durch die Einrechnung der Außenbeschichtung in die Rohrwand ergibt sich folgende Festlegung für die Rohrwandparameter:

Tab. 3.11: Anpassung Rohrwandparameter und PP-Außenbeschichtung

Pipeline	Wert	Stahl	PP	Wand	Einheit
Jä.-Rott.	Wandstärke	22,2	0,75	22,95	mm
Jä.-Rott.	Wärmekapazität	448,0	900,0	462,8	kg/m ³
Jä.-Rott.	Wärmeleitfähigkeit	33,5	0,2	32,4	W/(m K)
Jä.-Rott.	Dichte	7831,5	1920,0	7638,3	kJ/(kg K)
Jä.-Sleip.	Wandstärke	25	0,75	25,75	mm
Jä.-Sleip.	Wärmekapazität	448,0	900,0	461,2	kg/m ³
Jä.-Sleip.	Wärmeleitfähigkeit	33,5	0,2	32,5	W/(m K)
Jä.-Sleip.	Dichte	7831,5	1920,0	7659,3	kJ/(kg K)

3.1.3 Daten Unterspeicher

Als Unterspeicher wird ein fiktiver Offshore-Aquifer in der Nordsee gewählt. Die Gründe hierfür sind die bereits gemachten Erfahrungen mit Speicheraktivitäten bei Sleipner und Snøhvit sowie die Tendenz, dass derartige Großprojekte (auf dem Festland) in Westeuropa von der Bevölkerung nur schwer akzeptiert werden.

Folgende Randbedingungen werden für das Reservoir vorgegeben:

- Saliner Aquifer
- Tiefe: 2025 m (Mittelpunkt Speicherhorizont)
- Ausdehnung vertikal: 50 m
- Temperaturgradient: 34,5 °C/km
- Druckgradient: 122 bar/km (ungestört)

3.1.3.1 Injektionsbrunnen

Der Übergang von der Pipeline zum Injektionsbrunnen erfolgt direkt, d. h. der Injektionsbrunnen beginnt am Meeresboden. Der Injektionsbrunnen selbst führt vom Meeresgrund bis zum Boden des Reservoirs.

Vertikaler, axialer Aufbau

Es wird ein vertikaler Brunnen eingesetzt, dessen Verlauf in Abb. 3.24 dargestellt wird:

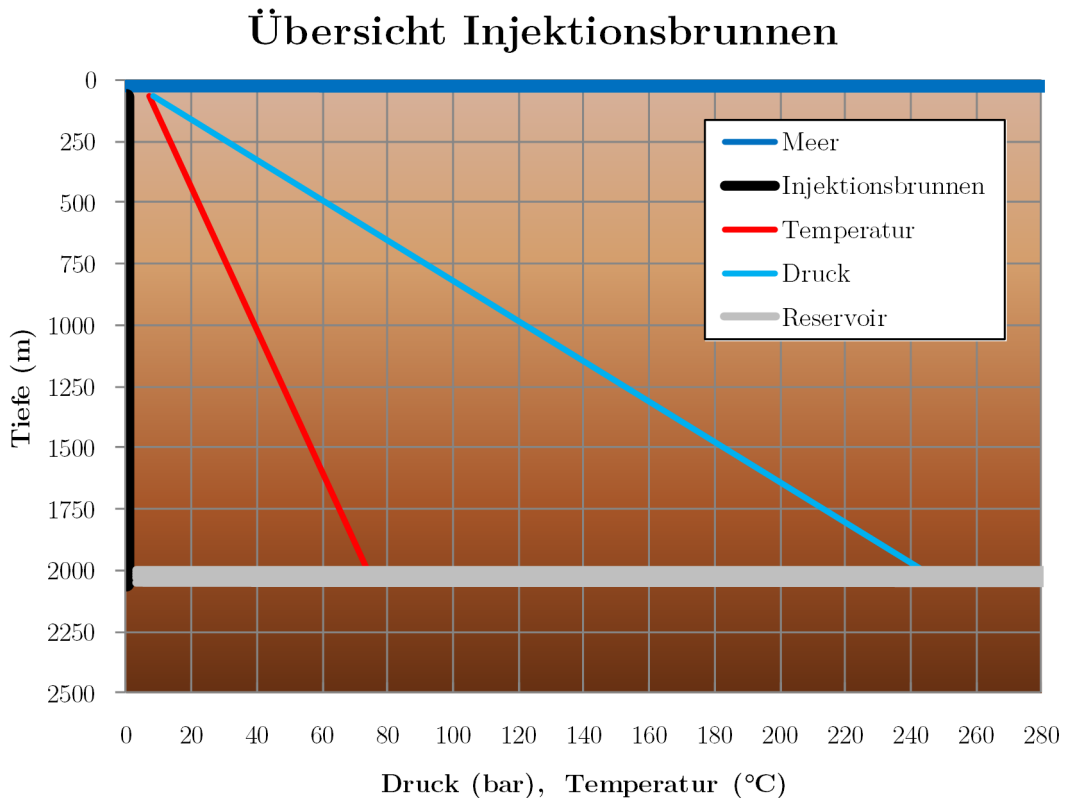


Abb. 3.24 Übersicht Injektionsbrunnen (Werte für Druck und Temperatur stellen die ungestörte Formation dar)

Die Ablenkung des Brunnen führt zu einer Erhöhung der Wärmeübergangsfläche und des Injektionsquerschnitts. Dieser Typ Injektionsbrunnen wird beispielsweise auch bei der Injektion im Sleipner-Projekt eingesetzt [220].

Die Injektion in das Reservoir erfolgt über die gesamte Länge, die der Brunnen mit dem Reservoir in Kontakt steht. Im vorliegenden Fall sind ca. 50 m des Injektionsbrunnens perforiert und stehen in Verbindung mit dem Reservoir. In OLGA wird für diesen Abschnitt das Modell ZONE festgelegt, über das die Injektion simuliert wird (siehe nächstes Kapitel).

Der Aufbau des Injektionsbrunnens ist in folgender Abbildung schematisch dargestellt:

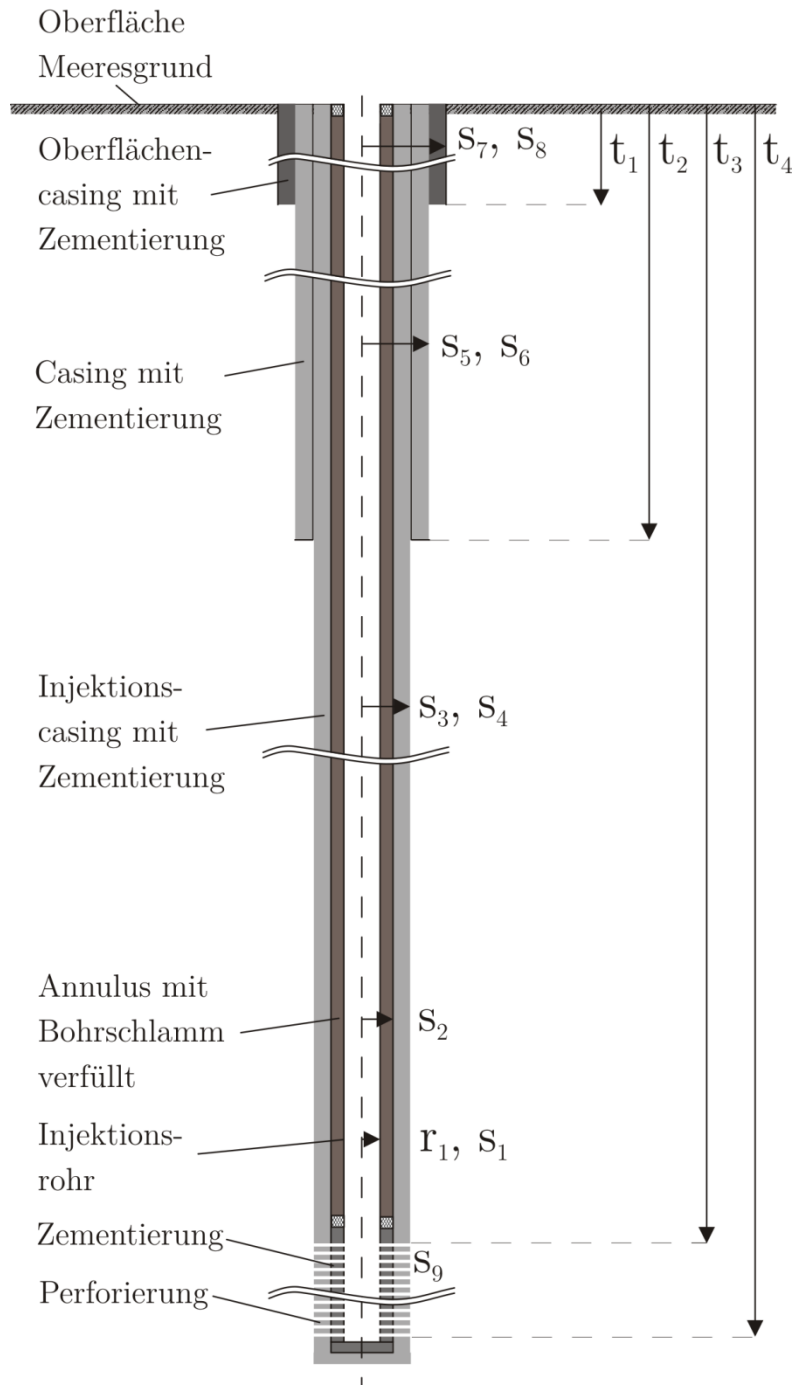


Abb. 3.25 Axialer Aufbau Injektionsbrunnen (gestreckt dargestellt)

Vertikaler, axialer Aufbau

Nicht dargestellt ist das Modell der Gesteinsschichten um den Injektionsbrunnen. Diese sind analog zu den Erdschichten um die Pipeline konzentrisch um den Injektionsstrang angeordnet. Es werden zehn Schichten in jeweils doppelter Stärke modelliert.

Die Zuordnung der gewählten Wandstärken zu den einzelnen Schichten zeigt folgende Tabelle:

Tab. 3.12: Radien und Tiefenangaben Injektionsbrunnen

Größe	Bezeichnung	Wert	Einheit
Innenradius Injektionsrohr	r_1	185,6	mm
Wandstärke Injektionsrohr	s_1	9,6	mm
Stärke Annulus	s_2	50	mm
Wandstärke Injektionscasing	s_3	9	mm
Stärke Zementierung	s_4	50	mm
Wandstärke Casing	s_5	9	mm
Stärke Zementierung	s_6	50	mm
Wandstärke Oberflächencasing	s_7	9	m
Stärke Zementierung	s_8	50	m
Stärke Zementierung	s_9	50	m
Tiefe Oberflächencasing	t_1	16	m
Tiefe Oberflächencasing 2	t_2	950	m
Tiefe Beginn Perforierung	t_3	2000	m
Tiefe Ende Perforierung	t_4	2050	m
Radius Gesteinsschicht 1	rg_1	0,02	m
Radius Gesteinsschicht 2	rg_2	0,04	m
Radius Gesteinsschicht 3	rg_3	0,08	m
Radius Gesteinsschicht 4	rg_4	0,16	m
Radius Gesteinsschicht 5	rg_5	0,32	m
Radius Gesteinsschicht 6	rg_6	0,64	m
Radius Gesteinsschicht 7	rg_7	1,28	m
Radius Gesteinsschicht 8	rg_8	2,56	m
Radius Gesteinsschicht 9	rg_9	5,12	m
Radius Gesteinsschicht 10	rg_{10}	10,24	m
Radius Gesteinsschicht 11	rg_{10}	20,48	m

Die Eigenschaften der Materialien des Injektionsstranges finden sich in folgender Tabelle:

Tab. 3.13: Eigenschaften Injektionsstrang

Größe	Dichte [kg/m ³]	Spez. Wärme- kapazität [J/kg K]	Wärmeleit- fähigkeit [W/m K]
Injektionsrohre	7832	450	23
Casings	7832	500	45
Zementierungen*	3000	880	1,4
Öl-Schlamm im Annulus*	800	2544	0,26

*-Werte aus [191]

Für die Modellierung der einzelnen Sedimentschichten, durch die der Injektionsbrunnen verläuft, erfolgte eine Vorauswahl bestimmter Parameter, welche dann zufällig verteilt wurden. Dazu wurden die unteren und oberen Grenzen der physikalischen Eigenschaften von den in der VDI 4640 erfassten Sedimentgesteinen und die Schichtstärke der zu modellierenden Sedimentschicht zufällig variiert.

Folgende Tabelle zeigt die in die Auswahl aufgenommenen Parametergrenzen:

Tab. 3.14: Parametergrenzen Sedimentschichten (physikalische Werte aus [210])

Größe	Minimalwert	Maximalwert	Einheit
Schichtdicke Sedimentschicht	20	200	m
Wärmeleitfähigkeit	1,6	3,5	W/(m K)
Wärmekapazität	1,8	2,6	MJ/(m ³ K)
Dichte	2,2	2,7	t/m ³

Die zufällige Variation dieser Werte innerhalb der Parametergrenzen ergab folgende Schichten (dargestellt sind die Schichtgrenzen) mit ihren jeweiligen Parametern (dargestellt ist der Wert in der Mitte der Schicht, welcher jeweils für die gesamte Schicht gilt):

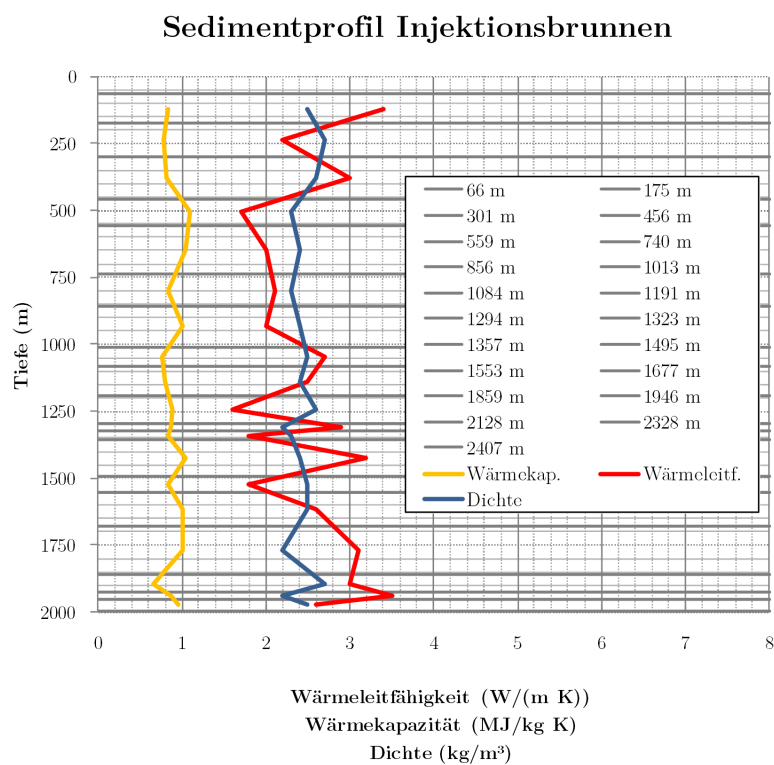


Abb. 3.26 Profil der Sedimentschichten entlang des Injektionsbrunnens

In OLGA wird der Injektionsbrunnen vertikal in 42 Abschnitte unterteilt. Jedem Abschnitt wird entsprechend der Sedimentschichten aus Abb. 3.26 ein bestimmter Gesteinstyp zugeordnet (siehe Abb. 3.27)

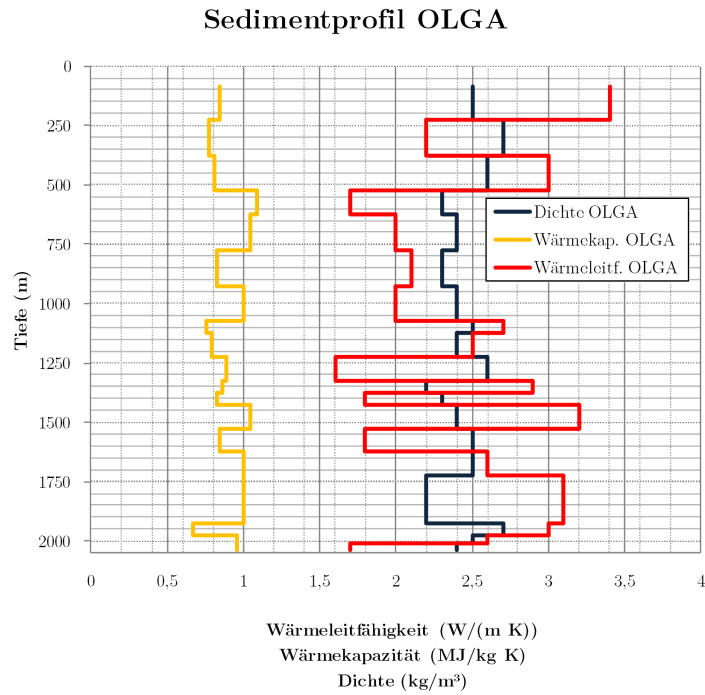


Abb. 3.27 Profil der Sedimentschichten in OLGA

3.1.3.2 Reservoir

Das Speicherreservoir soll keine konkrete Formation nachbilden, sondern orientiert sich an typischen Werten, wie sie in norwegischen Aquiferen vorliegen [221].

Zur Bestimmung der Injektionsparameter wurde von Hr. Dr. Bernd Wiese (GeoForschungsZentrum Potsdam) ein Reservoirmodell mit den hier vorgestellten Parametern in ECLIPSE 300 simuliert. Es kamen dabei folgende Randbedingungen zum tragen:

Tab. 3.15: Parameter Reservoirmodell

Größe	Wert	Einheit
mittlere Tiefe	2025	m
vertikale Reservoirausdehnung	50	m
laterale Reservoirausdehnung	5×10	km
Permeabilität	1000	mD
Porosität	0,2	-
Massenstrom	5,3	Mio. t/a
Durchmesser Injektionsbrunnen	0,18	m

Die Simulation erfolgte für fünf verschiedene Massenströme und über eine Gesamtlaufzeit von etwa 40 Jahren. Dabei wurden die linearen Injektionskoeffizienten für drei Zeitpunkte berechnet (siehe Abb. 3.28).

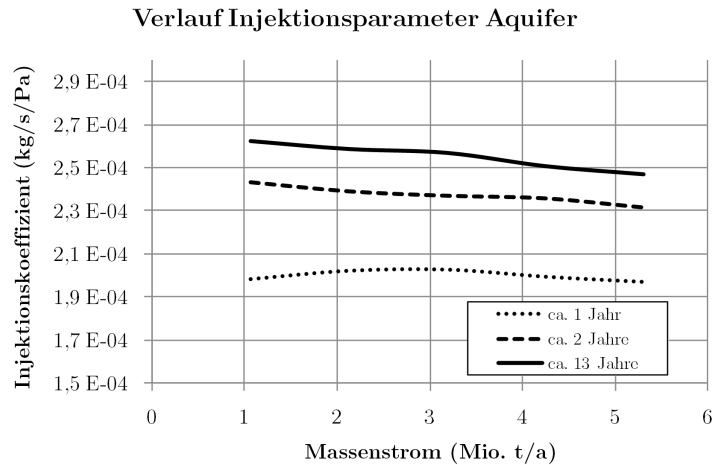


Abb. 3.28 Injektionsparameter Aquifer

Wie man erkennen kann, besteht eine leichte Abhängigkeit vom Massenstrom (geringere Injektivität bei höheren Massenströmen) sowie eine etwas höhere Abhängigkeit von der Injektionsdauer. Der Reservoirdruck steigt während der Injektionszeit kontinuierlich an (die Unterbrechungen in Abb. 3.29 bei 1, 2 und 13 Jahren dienten zur Bestimmung des Injektionskoeffizienten):

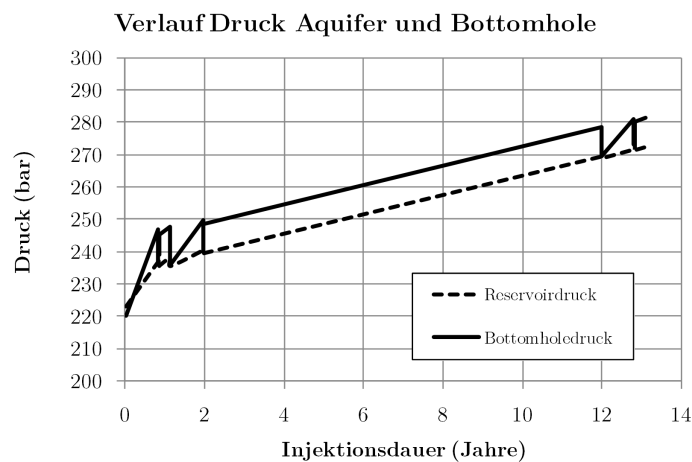


Abb. 3.29 Druckverlauf Aquifer (die Einbrüche beim Bottomholedruck entstehen durch Injektionsstopps)

Für die Simulation in dieser Arbeit wurden die Werte für etwa 5 Jahre Injektion gewählt. Der gewählte Gesteinstyp für die thermischen Parameter ist Sandstein [210]. Weitere Werte sind in folgender Tabelle ersichtlich:

Tab. 3.16: Parameter Reservoirmodell in OLGA

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Tiefe Oberkante Reservoir	2000	m	-
Reservoirdruck	250	bar	
Reservoirtemperatur	75	°C	
Schichtdicke Reservoir	50	m	-
Injektionskoeffizient A	0	kg/s	-
Injektionskoeffizient B	2,5	10^{-4} kg/(s Pa)	-
Wärmeleitfähigkeit	2,8	W/(m K)	[210]
Wärmekapazität	0,936	MJ/(kg K)	[210]
Dichte	2,35	t/m ³	[210]

3.1.4 Modelle in OLGA

Die Modelle der Pipelines in OLGA dienen zur Simulation des thermohydraulischen Verhaltens der Pipeline (und des Injektionsbrunnens) bei verschiedenen Massenströmen und anderen veränderlichen Randbedingungen.

Ausgangspunkt aller Simulationen ist der vorgegebene Massenstromverlauf am Eintritt, die Temperatur am Eintritt und entweder der vorgegebene Druck am Austritt (für die Route Jänschwalde-Rotterdam) bzw. ein simulierter Aquifer in den eingespeichert wird (für die Route Jänschwalde-Sleipner).

Der notwendige Eintrittsdruck ist dabei ein Ergebnis der Simulation, das heißt, um den vorgegebenen Massenstrom mit einem definierten Druck am Austritt zu transportieren bzw. in das Reservoir einzuspeichern wäre der durch die Simulation berechnete Eintrittsdruck notwendig. Dies entspricht einer optimalen Regelung des Verdichteraustrittsdruckes.

Generell wurde versucht, die Randbedingungen so einfach wie möglich zu halten, um klare Aussagen zum Verhalten der Transportsysteme machen zu können. Auf eine komplett reglerbasierte Variante der Modelle wurde aus Gründen der Simulationsgeschwindigkeit und der numerischen Stabilität der Simulation insgesamt verzichtet (wenn ein Regler eingesetzt wurde, ist dies beim jeweiligen Szenario vermerkt).

Moderne Pipelinesysteme verfügen dazu in der Regel über ein parallel zum Betrieb ablaufendes Simulationsmodell der Pipeline, welches gestützt auf Messwerte die notwendigen Regelgrößen und Regelgeschwindigkeiten ausgibt. Es ist dementsprechend davon auszugehen, dass die hier angenommene optimale Regelung zu großen Teilen auch in der Realität umsetzbar ist.

Alle Eigennamen von in OLGA verwendeten Bauteilen oder Randbedingungen werden im Folgenden mit GROSSBUCHSTABEN gekennzeichnet.

3.1.4.1 Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Das Modell der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam stellt ausschließlich die eigentliche Pipeline und deren Umgebung (Erdreich) dar. Es wird davon ausgegangen, dass das CO₂ am Austritt stets mit überkritischem Druck vorliegen soll. Zuzüglich eines Sicherheitsaufschlags wurde der Austrittsdruck mit 85 bar festgelegt. Alle weiteren Prozesse bis zur Speicherung (Verflüssigung, Schiffstransport, Aufwärmung/Druckerhöhung, Injektion) werden an dieser Stelle nicht weiter betrachtet.

Das Modell kann dementsprechend eine Pipeline für folgende Einsatzfälle repräsentieren:

- Transport zu einer Verflüssigungsstation an einem Hafen (CO₂-Hub)
- Pipelineabschnitt zwischen zwei Verdichterstationen
- Nebenarm eines Transportnetzwerkes vor einer Zusammenführung (und ggf. Zwischenverrichtung)

Generelles Schema

Das Modell besteht aus folgenden Hauptgruppen (Abb. 3.30):

- Eintritt in Form des Bauteils NODE vom Typ MASSFLOW
- Pipeline in Form des Bauteils FLOWPATH
- Austritt in Form des Bauteils NODE vom Typ PRESSURE

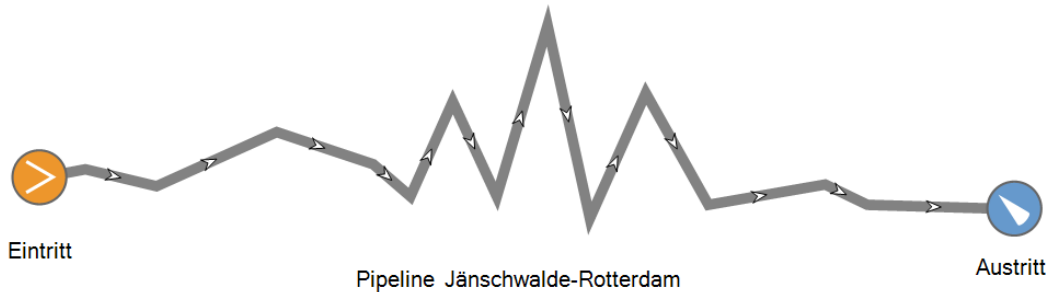


Abb. 3.30 Modell Jänschwalde-Rotterdam in OLGA (Screenshot von [51])

Vorgabe von Druck, Temperatur, Massenstrom und Geometrie

Die Vorgabe der Eintrittsbedingungen erfolgt über das Menü TIMESERIES im Bauteil NODE (Eintritt). Es werden jeweils die Zeitpunkte in variablem Raster vorgegeben, sowie zu jedem Zeitpunkt die Temperatur, der Massenstrom und der Gasanteil des einströmenden Mediums (Abb. 3.31).

Die Vorgabe des Druckes hat lediglich im ersten Zeitschritt bzw. für den Steady-State Solver Auswirkungen (numerische Stabilität), alle übrigen Eintrittsdrücke werden in der Simulation berechnet.

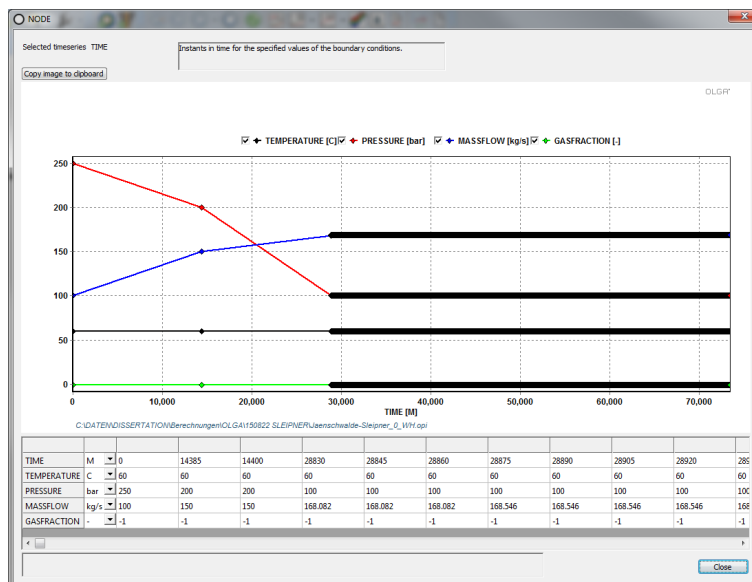


Abb. 3.31 Eingabe der Zeitreihen in OLGA (Screenshot von [51])

Der Verlauf der Pipeline wird im GEOMETRY-EDITOR eingegeben (Abb. 3.32):

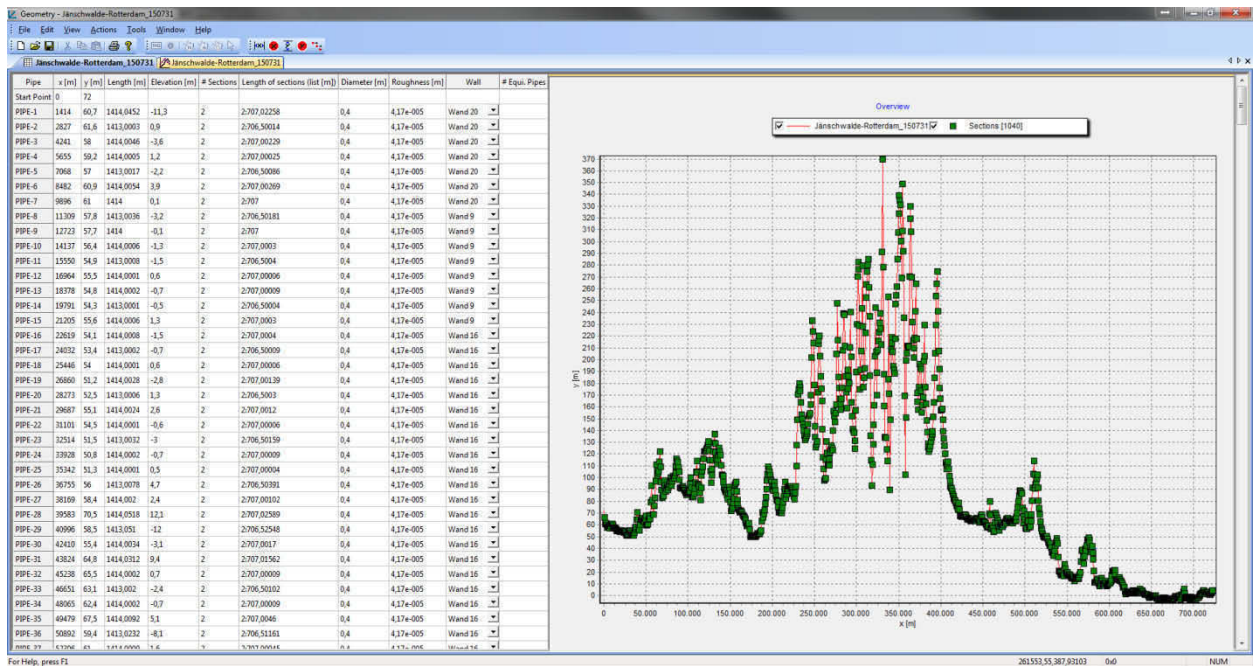


Abb. 3.32 Eingabe der Route in OLGA (Screenshot von [51])

Dabei erfolgt die Vorgabe der einzelnen Abschnitte tabellarisch, es werden jedem Abschnitt jeweils folgende Eigenschaften zugeordnet:

- Startkoordinaten (x, y),
- Länge dx,
- Höhendifferenz des Abschnittes dy,
- Anzahl der SECTIONS pro Abschnitt (Diskretisierung der Länge),
- Innendurchmesser,
- Rauigkeit der Innenwand und
- Wandtyp um den jeweiligen Abschnitt WALL.

Die Wandtypen werden entsprechend Kapitel 3.1.2 für jeden Abschnitt der Pipeline gesondert erstellt. Dazu wird jede Wand (WALL) als aus konzentrischen Schichten unterschiedlicher Materialien (MATERIAL) erstellt. Unter MATERIAL wird jeder Materialtyp durch seine Wärmekapazität, seine Wärmeleitfähigkeit und seine Dichte charakterisiert. Für jeden Wandtyp werden Innendurchmesser, Anzahl und Art der Materialschichten sowie die Diskretisierung jeder Schicht vorgegeben (Abb. 3.33). Die Diskretisierung der einzelnen Schichten erfolgt seitens OLGA automatisch, es wurde jedoch die maximale Zahl der radialen Diskretisierungsschichten (LAYERS) auf fünf (innere vier Schichten) bzw. zehn LAYERS (äußere Schichten) begrenzt, um den numerischen Aufwand zur Simulation gering zu halten.

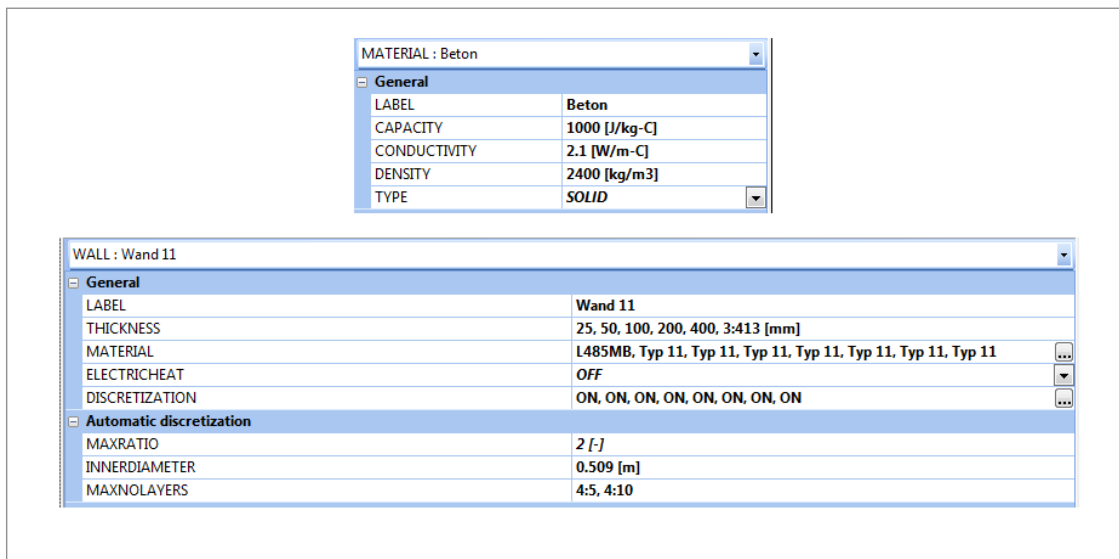


Abb. 3.33 Eingabemasken von MATERIAL und WALL in OLGA (Screenshot von [51])

Die Vorgabe des Austrittsdruckes erfolgt über das Bauteil NODE vom Typ Pressure. Es wird ein Druck von 85 bar vorgegeben, etwa 11 bar über dem kritischen Druck, um eine Zweiphasenströmung in der Rohrleitung zu vermeiden.

Die Wärmeübertragung entlang der Pipelinestrecke wird über folgende Vorgänge modelliert:

- erzwungene Konvektion an der Innenwand der Rohrleitung,
- Wärmeleitung durch alle Wandschichten in WALL und
- Vorgabe eines äußeren Wärmeübergangskoeffizienten über HEATTRANSFER.

Da der äußere Wärmeübergang von der Pipeline ans Erdreich aufgrund des eindimensionalen Modellansatzes in OLGA nur symmetrisch modelliert werden kann, in der Realität aber 3-dimensional erfolgt, sind folgende Vereinfachungen und Festlegungen notwendig:

- Berechnung einer äquivalenten Erdschichtstärke um die Pipeline, welche die asymmetrische Wärmeübertragung im Erdreich repräsentieren soll,
- Festlegung des Wärmeübergangskoeffizienten am äußeren Rand der äquivalenten Erdschicht,
- alle Wärmleitvorgänge erfolgen in einer SECTION der Pipeline homogen und ausschließlich in radialer Richtung und
- Wärmeübergang von einer SECTION auf die andere erfolgt ausschließlich stoffgebunden über das strömende Medium.

Die Berechnung der äquivalenten Erdschicht ist in Kapitel 3.1.2.4 dargestellt. Als äußerer Wärmeübergangskoeffizient wird die Vorlage AIR seitens OLGA genutzt. Diese berechnet intern den Wärmeübergangskoeffizienten für eine Windgeschwindigkeit von 4 m/s.

Vorgabe von Stoffwerten

Die Vorgabe des Fluidtyps CO₂ erfolgt über das Schlagwort SINGLEOPTIONS (Abb. 3.34).

Über eine Eingabemaske werden die Grenzen zur Erstellung der Interpolationstabelle vorgegeben:

SINGLEOPTIONS : SINGLEOPTIONS	
General	
COMPONENT	CO2
TIME	0 [s]
TBOILING	10 [s]
TCONDENSATION	10 [s]
MINPRESSURE	10 [bar]
MAXPRESSURE	300 [bar]
MINTEMPERATURE	-30 [C]
MAXTEMPERATURE	200 [C]

Abb. 3.34 Randbedingungen Fluid CO₂ (Screenshot von [51])

Da in OLGA mit einer festen Anzahl von Stützpunkten zur Interpolation gerechnet wird, wäre es sinnvoll, diese Tabelle so eng wie möglich an die maximalen und minimalen Prozessparameter anzupassen. Dies war nur für die wenigsten Szenarien möglich, da während der Simulation vom Solver oftmals auch unphysikalische Zwischenlösungen berechnet werden müssen und dementsprechend Stoffwerte für das CO₂ bereitgestellt werden müssen. Bei zu eng gewählten Druck- und Temperaturgrenzen brach die Simulation mit Fehler ab.

Zwei weitere Parameter, welche die Stabilität der Simulation wesentlich beeinflussen sind die Werte TBOILING und TCONDENSATION. Diese beschreiben, mit welcher Verzögerung ein Verdampfen bzw. Kondensieren des CO₂ in der Simulation behandelt werden soll. Niedrigere Werte bringen eine höhere Genauigkeit, können aber zu Instabilitäten und Abbrüchen führen. Höhere Werte führen teilweise zur Ausgabe metastabiler Zustände (unterkühlter Dampf/überhitzte Flüssigkeit), führen aber schneller und zuverlässiger zu einer erfolgreichen Simulation. Der Standardwert von 2 s wurde im Bedarfsfall je nach Szenario auf 5 bis 10 s erhöht.

Anpassung der Zeitschrittlänge

Die Kontrolle der Zeitschrittweite erfolgt über das Schlagwort DTCONTROL und über die Festlegung von minimalen und maximalen Zeitschritten unter INTEGRATION. Kürzere Zeitschritte erhöhen die Genauigkeit und die Geschwindigkeit, können jedoch zu Instabilitäten führen, wenn es zu Verdampfung, Kondensation, Stillstand oder Rückströmungen kommt. Je nach Komplexität des zu simulierenden Szenarios wurde die Zeitschrittweite automatisch oder manuell angepasst, um bei möglichst geringer Zeitschrittweite die Simulation abschließen zu können. Dabei wurde in der Regel folgende Reihenfolge eingehalten (kurze Zeitschritte zu langen Zeitschritten):

- automatische Anpassung über das Schlagwort CFL (Courant-Friedrich-Lewis-Kriterium: maximal Durchströmung einer SECTION durch einen Fluidpartikel im Zeitschritt),
- automatische Anpassung über das Schlagwort GRADPRESSURE (erste Ableitung des Druckes nach der Zeit) oder automatische Anpassung über das Schlagwort PRESSURE (zweite Ableitung des Druckes nach der Zeit),
- manuelle Anpassung der minimalen Zeitschrittlänge von 0,00001 s auf bis zu 2 s ,
- manuelle Anpassung der maximalen Zeitschrittlänge auf mehrere Minuten zur Beschleunigung der statischen Simulationen.

Steady-State Preprocessor/Startwerte

Für die Generierung von Randbedingungen zum Start der dynamischen Simulation wird der interne statische Solver/STEADY-STATE PREPROCESSOR) von OLGA genutzt. Dieser berechnet vor dem Start der eigentlichen Simulation alle Werte der statischen Lösung des ersten Zeitschrittes. Diese dienen dann als Startwerte für die dynamische Lösung. Dadurch kann die Simulationszeit erheblich verkürzt werden.

Eine Simulation kann zu einem beliebigen Zeitpunkt der in TIMESERIES definierten Zeitreihe gestartet und beendet werden. Dazu dienen die Schlagworte STARTTIME und ENDDTIME. Dadurch können beispielsweise einzelne, zeitlich begrenzte Effekte innerhalb einer Zeitreihe schneller untersucht werden. Des Weiteren ist es möglich, innerhalb einer Simulation Werte abzuspeichern um diese als Startwerte für eine neue Simulation zu verwenden. Dazu wird ein RESTARTFILE geschrieben, welches alle Zustandspunkte des gesamten Modells zu einem bestimmten Zeitpunkt der Simulation enthält. Für die Durchführung der dynamischen Simulationen wurde ein Restartfile aus dem letzten Zeitschritt der statischen Simulation (SZ_0_100) erstellt und die Simulationen mit diesem gestartet. Dadurch wird verhindert, dass Effekte durch Wärmespeicherung in den Rohrwänden und im Erdboden den eigentlichen Prozess überlagern.

Weitere Informationen hierzu finden sich auch in Kapitel 3.1.5.

3.1.4.2 Pipeline Jänschwalde-Sleipner, Injektionsbrunnen und Speicher

Das Modell der Pipeline Jänschwalde-Sleipner umfasst folgende Teilbereiche eines CCS-Systems:

- Onshore-Pipeline, Offshore-Pipeline
- Injektionsbrunnen
- Aquiferspeicher

Das Modell der Onshore-Pipeline Jänschwalde-Sleipner ist ähnlich aufgebaut wie das der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam im vorigen Kapitel. Es werden deshalb an dieser Stelle nur die Unterschiede erläutert.

Generelles Schema

Abb. 3.35 zeigt das Layout des Modells in OLGA:

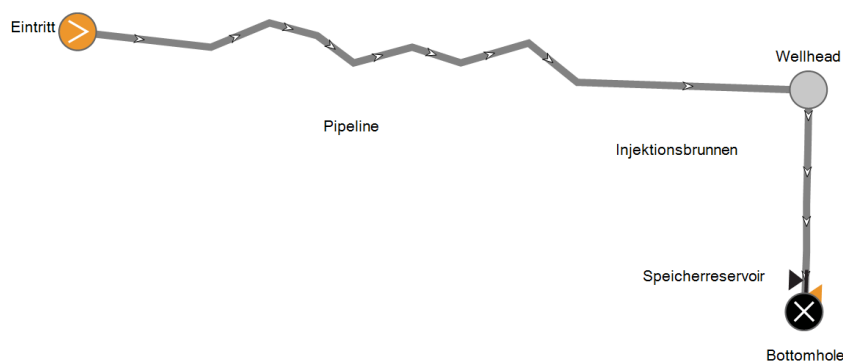


Abb. 3.35 Modell Jänschwalde-Sleipner in OLGA (Screenshot von [51])

Das Modell besteht aus folgenden Hauptgruppen:

- Eintritt in Form des Bauteils NODE vom Typ MASSFLOW,
- Pipeline in Form des Bauteils FLOWPATH,
- Wellhead in Form des Bauteils NODE vom Typ INTERNAL,
- Pipeline in Form des Bauteils FLOWPATH,
- Speicher in Form des Bauteils ZONE,
- Bottomhole in Form des Bauteils NODE vom Typ CLOSED.

Vorgabe von Druck, Temperatur, Massenstrom und Geometrie

Die Vorgabe der Eintrittsbedingungen erfolgt über das Menü TIMESERIES im Bauteil NODE (Eintritt). Pipeline und Injektionsbrunnen sind zur besseren Auswertung im Modell voneinander getrennt. Dazu wird das interne NODE Wellhead eingesetzt. Dieses hat keine physikalische Entsprechung in der Realität, ihm ist lediglich ein internes Volumen zugeteilt.

Im unteren Teil des Injektionsbrunnens wird die Einspeicherung ins Reservoir durch das Bauteil ZONE (Speicherreservoir) umgesetzt. Dem Reservoir werden so Druck und Temperatur, räumliche Ausdehnung und Injektivität zugeordnet. ZONE berechnet in der Simulation über die letzten beiden Abschnitte des Injektionsbrunnens den Druckunterschied zwischen strömendem CO₂ und dem Reservoir, den resultierenden Massenstrom in das Reservoir bzw. resultierende Druckerhöhung im Injektionsbrunnen, um den Massenstrom einspeichern zu können. Für die betroffenen Abschnitte des Injektionsbrunnens können Druck und Temperatur, Injektionskoeffizient und Art der Interpolation zwischen Start und Endpunkt von ZONE angegeben werden. Es wurde die vertikale lineare Interpolation gewählt.

Den Abschluss des Injektionsbrunnens bildet ein NODE vom Typ closed, d. h. es findet keine weitere Strömung nach dem Ende von ZONE statt.

Die Berechnung der äquivalenten Erdschicht ist in Kapitel 3.1.2.4 dargestellt. Als äußerer Wärmeübergangskoeffizient wird für den Onshore-Abschnitt die Vorlage AIR seitens OLGA genutzt. Diese berechnet intern den Wärmeübergangskoeffizienten für eine Windgeschwindigkeit von 4 m/s. Für den Offshore-Bereich wird die Vorlage WATER genutzt (1 m/s Strömungsgeschwindigkeit).

Für den Injektionsbrunnen werden deutlich größere Schichtstärken eingesetzt, da der Wärmeübergang in den äußeren Schichten ausschließlich durch Wärmeleitung erfolgt (die Umgebung des Injektionsbrunnens wird als festes Gestein ohne Wasserbewegung angenommen). Für den Wärmeübergang der äußersten Schicht wird ein fester Wert für den Wärmeübergangskoeffizienten von 3 W/(m · K) gesetzt.

Anpassung der Zeitschrittlänge

Die Anpassung der Zeitschrittlänge erfolgte analog zum vorigen Kapitel. Aufgrund der deutlich erhöhten Komplexität musste für die Simulation der Route Jänschwalde-Sleipner deutlich öfter in die Zeitschrittlänge eingegriffen werden. Die Simulationszeit der Modelle betrug hier auch ein Vielfaches.

Steady-State Preprocessor/Startwerte

Durch die Nutzung des Bauteils ZONE im Modell kann der *Steady-State Preprocessor* nicht verwendet werden. Die Startwerte für die Simulation müssen deshalb manuell vorgegeben werden. Umgesetzt wurde dies durch Setzen des Schlagwortes STEADYSTATE auf NOTEMP und Vorgabe der Fluidtemperaturen entlang der Pipeline und des Injektionsbrunnens unter dem Schlagwort INITIALCONDITIONS. Die Werte für den Druck werden dadurch seitens OLGA berechnet. Die Werte werden entlang der Strecken von Pipeline und Injektionsbrunnen linear interpoliert. Für die Temperaturen wurden nach mehreren Versuchen folgende Werte gefunden, mit welchen die Simulation gestartet werden konnte:

Tab. 3.17: INITIALCONDITIONS Pipeline und Injektionsbrunnen

Größe	Wert	Einheit
Temperatur Eintritt Pipeline	45	°C
Temperatur Austritt Pipeline	9	°C
Temperatur Eintritt Injektionsbrunnen	8	°C
Temperatur Austritt Injektionsbrunnen	20	°C

Dabei ist darauf hinzuweisen, dass diese Werte nicht zwingend exakt mit der statischen Lösung übereinstimmen müssen, im Gegenteil führte ein erneuter Start der Simulation mit den Ergebnissen der statischen Lösung zu einem Abbruch der Simulation.

3.1.5 Randbedingungen OLGA

Um die Simulation eines Szenarios erfolgreich durchführen zu können und zur Verbesserung der Genauigkeit und Stabilität der Simulationen, müssen in OLGA diverse Randbedingungen geschaffen werden. Zu den wichtigsten zählen:

- Generierung von Anfangsbedingungen für den Temperatur- und Druckverlauf für den Start der dynamischen Simulation zum Zeitpunkt 0,
- Generierung von Randbedingungen für den Temperatur- und Druckverlauf für den Start der dynamischen Simulation zu einem beliebigen Zeitpunkt.

3.1.5.1 Generierung von Startwerten (Steady-State)

Durch die Nutzung des Moduls WELL bzw. ZONE kann der interne *Steady-State Preprocessor* von OLGA nicht genutzt werden. Dieser dient üblicherweise dazu, für den Zeitpunkt $t=0$ eine statische Simulation des Modells durchzuführen, und numerisch sinnvolle Startwerte für die dynamische Simulation zu liefern.

Für diesen Fall bietet OLGA die Möglichkeit, für Druck und Temperatur oder ausschließlich für die Temperatur (NOTEMP) eigene Startwerte vorzugeben. Dazu werden für alle Leitungszweige (hier: Pipeline und Injektionsbrunnen) Schätzwerte für die Temperatur am Anfang und am Ende des Zweiges vorgegeben. Diese Werte sollten möglichst denen entsprechen, die von OLGA in den ersten Zeitschritten einer erfolgreichen Simulation ausgegeben werden. Die Werte werden über die Länge des Zweiges linear interpoliert.

Sämtliche Drücke werden weiterhin während der Simulation berechnet. Hier kommt es jedoch teilweise zu Abbrüchen der Simulation (teilweise auch nach mehreren Tagen simulierter Zeit) da ohne ersichtlichen Grund unphysikalische Lösungen gefunden werden, welche nicht von den Stoffwerttabellen abgedeckt werden. Hier hat es sich als sinnvoll erwiesen, die ersten Werte der Zeitreihen mit Startwerten für Druck und Massenstrom zu belegen, die nichts mit dem physikalischen Verhalten der Pipeline zu tun haben, aber zur Anpassung der Simulationsgeschwindigkeit genutzt werden können. Beispielsweise wurde es bei vielen Simulationsdurchläufen notwendig, den ersten Druck auf etwa 250 bar zu setzen, um eine stabile Simulation zu ermöglichen (während der Simulation wird dann der richtige Druck berechnet).

Es waren teilweise mehrere Versuche notwendig, um eine Simulation auf diese Art zum Laufen zu bringen, zumal die Fehler sehr stark von den Schätzwerten für Druck und Temperatur abhängig sind und die Simulationsumgebung nach Auftreten eines solchen Fehlers in der Regel neu gestartet werden musste. Sobald sich die Simulation der statischen Lösung (gleichbleibende Eintrittsbedingungen über mehrere simulierte Wochen) annähert, treten diese Probleme nicht mehr auf.

3.1.5.2 Generierung von Anfangsbedingungen (Szenarien)

Neben den Startwerten für die dynamische Simulation war es ebenfalls notwendig, für die Untersuchung der Szenarien geeignete Anfangsbedingungen zu generieren. Im Wesentlichen sollten dazu thermisch-hydraulisch stationäre Bedingungen über die gesamte Transport- und Injektionsstrecke als auch stationäre radiale Temperaturprofile über die gesamte Strecke erzeugt werden.

Dies wurde durch entsprechend lange Simulationen mit konstanten Eintrittsbedingungen umgesetzt. Von einer beliebigen Anfangsbedingung brauchte es dazu etwa 30–48 Tage Simulationszeit. Im Wesentlichen kommt es dabei zur Wärmespeicherung in den Erdschichten der ersten hundert Kilometer Pipeline. Nach Erreichen des stationären Zustands wurde die Simulation beendet und der letzte Wertesatz wurde als Datei vom Format RESTARTFILE zwischengespeichert.

Diese Datei kann dann bei einer folgenden Simulation als Startwertsatz dienen, mit dem Vorteil, dass die Simulation deutlich schneller abläuft, da es sich um einen vollständigen Wertesatz der Lösungen der Erhaltungsgleichungen für einen Zeitschritt handelt und zum gewählten Zeitpunkt sämtliche Effekte der Wärmespeicherung in Rohrwänden und Erdreich zum Start der Simulation abgeklungen sind.

3.2 Beschreibung der Szenarien

Zur Charakterisierung und Untersuchung des Pipelinetransportes wurden verschiedene Szenarien entworfen. Diese gliedern sich in folgende Gruppen:

- Modellierung der CO₂-Speicher-Pilotanlage Ketzin (Kap. 3.2.1.1 und Kap. 4.1.1),
- Modellierung der CRC-Pipeline (Kap. 3.2.1.2 und Kap. 4.1.2),
- Quasistatische Lastgänge/konstante Randbedingungen sowie Sommer-/Winterbetrieb und Temperaturvariation (Kap. 3.2.2, Kap. 4.3 und Anhang XI),
- Lastsprünge (sprunghafte Änderung der Eintrittsbedingungen) (Kap. 3.2.3, Kap. 4.4 und Anhang XII),
- Stillstandstests (Schließen von Anfangs-/Endventilen der Pipeline) und LinePacking (Kap. 3.2.4, Kap. 4.5 und Anhang XIII),
- Betrieb unter konventionellen und flexiblen Lastbedingungen (Kap. 3.2.5, Kap. 4.6 und Anhang XIV),
- Erstbefüllungsvorgang (Kap. 3.2.6, Kap. 4.7 und Anhang XV))
- Entleerung/Wiederbefüllung eines Abschnittes (Kap. 3.2.7, Kap. 4.8 und Anhang XVI)
- Leck-/Riss in einem Abschnitt (Kap. 3.2.8, Kap. 4.9 und Anhang XVII).

3.2.1 Szenarien zur Validierung

Für eine vollständige Validierung eines CCS-Pipeline-Systems wären zeitlich und räumlich aufgelöste Messwerte für CO₂-Quelle, Pipeline, Injektionsbrunnen und Speicher nötig. Derartig umfangreiche Messungen wurden bisher weder direkt (als Messreihen) noch indirekt (in ausgewerteter Form) in der frei zugänglichen Literatur publiziert.

Insofern Messwerte vorhanden sind, werden diese von den Betreibergesellschaften nicht publiziert. Für Pipelines werden beispielsweise zumeist nur grobe Angaben zu Ein- und Ausgangsdrücken und der Transportkapazität veröffentlicht. Gleiches gilt für CO₂-Speicher, bei denen zumeist nur ein Teil der für eine vollständige Simulation notwendigen Daten veröffentlicht wird (bspw. ausschließlich Drücke und Temperaturen am Wellhead, ohne die korrespondierenden Bodendrücke oder die Massenströme).

Im Rahmen dieser Arbeit konnte deshalb jeweils nur ein Teil des zu simulierenden Systems validiert werden, wobei Daten für eine CO₂-Großpipeline sowie Daten für ein CO₂-Speicher-Pilotprojekt genutzt wurden.

Es handelt sich dabei um den CO₂-Speicher am Pilotstandort Ketzin, für welchen umfangreiche Messdaten publiziert wurden [222], sowie um die Canyon-Reef-Carrier-Pipeline, für welche von der Betreibergesellschaft freundlicherweise Daten zur Verfügung gestellt wurden [178].

Eine Validierung im herkömmlichen Sinne kann daher nur in Ansätzen erfolgen. Ziel ist es, die grundsätzliche Eignung des Simulationswerkzeuges unter Nutzung von Literaturwerten und Messwerten ohne zusätzliche Kalibrierung nachzuweisen.

3.2.1.1 Pilotanlage Ketzin

Zur Validierung und zur Überprüfung der grundsätzlichen Funktionalität von OLGA zur Simulation von Brunnen und Speicher wurde ein vereinfachtes Modell des Injektionsbrunnens und des Reservoirs am Pilotstandort Ketzin erarbeitet. Das Modell baut auf den Arbeiten von Singhe et al. [223] und Thu [191] auf und nutzt Messdaten von Möller et al. [222].

Das Modell besteht aus einem NODE vom Typ MASSFLOW als Eintritt am Wellhead, der Brunnen wird über drei senkrechte Rohrleistungsabschnitte mit insgesamt 34 SECTIONS abgebildet. Die Wandstärken von Injektionsrohr und Casing orientieren sich an den Werten von [223]. Abb. 3.36 zeigt das Modell in OLGA:



Abb. 3.36 Modell Injektionsbrunnen Ketzin (Screenshot von [51])

Das Reservoir erstreckt sich von etwa 635 m Tiefe bis 650 m Tiefe, es wurde ein Injektionskoeffizient BINJ von $1.58 \cdot 10^{-6}$ angenommen [191]. Als Ergebnis einer Parameterstudie wurde der Reservoirdruck mit 71 bar festgelegt, die Temperatur mit 33 °C. Die Werte für den Druck entsprechen nicht exakt den Literaturwerten des Reservoirs vor Injektionsbeginn (61 bar), stimmen jedoch besser mit den Messwerten aus [222] überein. Als Grund hierfür kann die bereits erfolgte Injektion in das Reservoir angenommen werden, dadurch wird der Druck am Injektionspunkt vor allem am Anfang der Injektion deutlich erhöht.

Es wurden Zeitreihen für fünf verschiedene Monate untersucht, in denen durchgängig Messdaten vorlagen. Ausgangswerte für die Simulation bildeten die Messwerte für CO₂-Massenstrom und Kopf-temperatur von [222]. Diese wurden als Zeitreihe in 5-Minuten-Schritten an die Simulation übergeben. Als Ergebnis der Simulationen wurden der Druck und die Temperatur in 550 m Tiefe (im Folgenden als *Bottomhole* bezeichnet) sowie der Druck am Brunnenkopf () ausgegeben.

Zu beachten ist, dass der Brunnen der Anlage in Ketzin bis in eine Tiefe von 755 m reicht, hierbei kommt es gelegentlich zu unterschiedlichen Angaben bezüglich der Tiefenangabe *Bottomhole*. Technisch richtig wäre es, *Bottomhole* zu 755 m Tiefe zuzuordnen, entsprechend der Konvention in den bisherigen Veröffentlichungen zu Ketzin werden auch in dieser Arbeit alle Angaben auf die in 550 m Tiefe erfassten Messwerte *Bottomhole* zugeordnet.

In Abb. 3.37 dargestellt ist ein Auszug der Messwerte des Massenstromes.

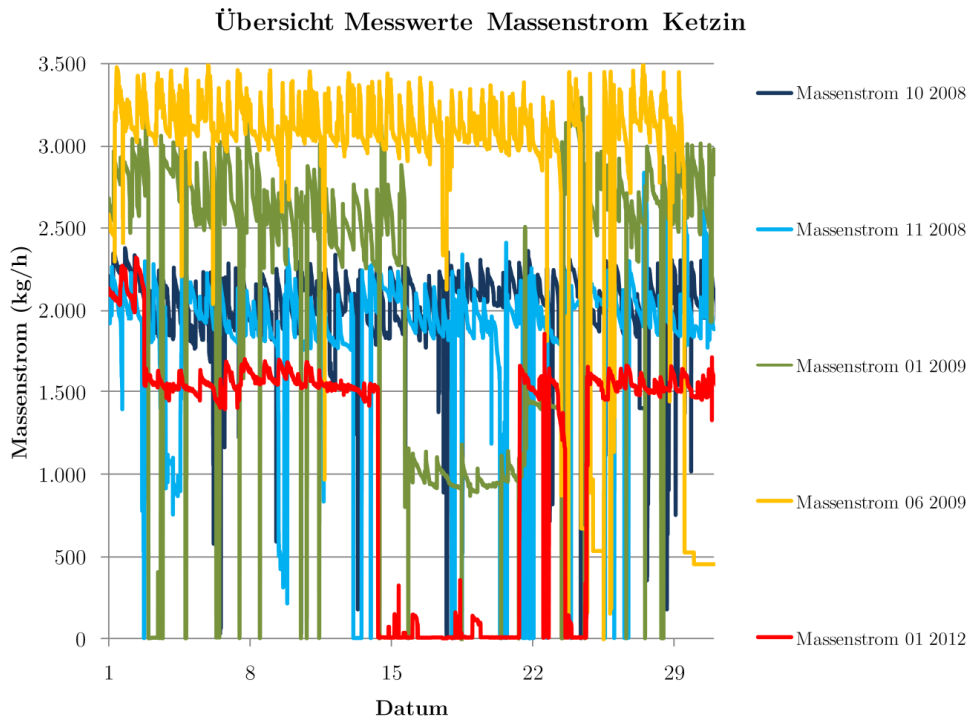


Abb. 3.37 Übersicht der Messwerte des Massenstromes Ketzin (Daten von: [222])

Es wurden Massenströme im Bereich von etwa 1000 bis 3500 kg/h gefahren. Die typische Schwankungsbreite liegt bei etwa 400 kg/s, es gab jedoch auch mehrere Perioden mit Injektionsstopp (bspw. 01/2012) und immer wieder kürzere Zeiträume mit sehr stark schwankendem Massenstrom (zumeist Einbrüche). Die Drücke sind in Abb. 3.38 dargestellt.

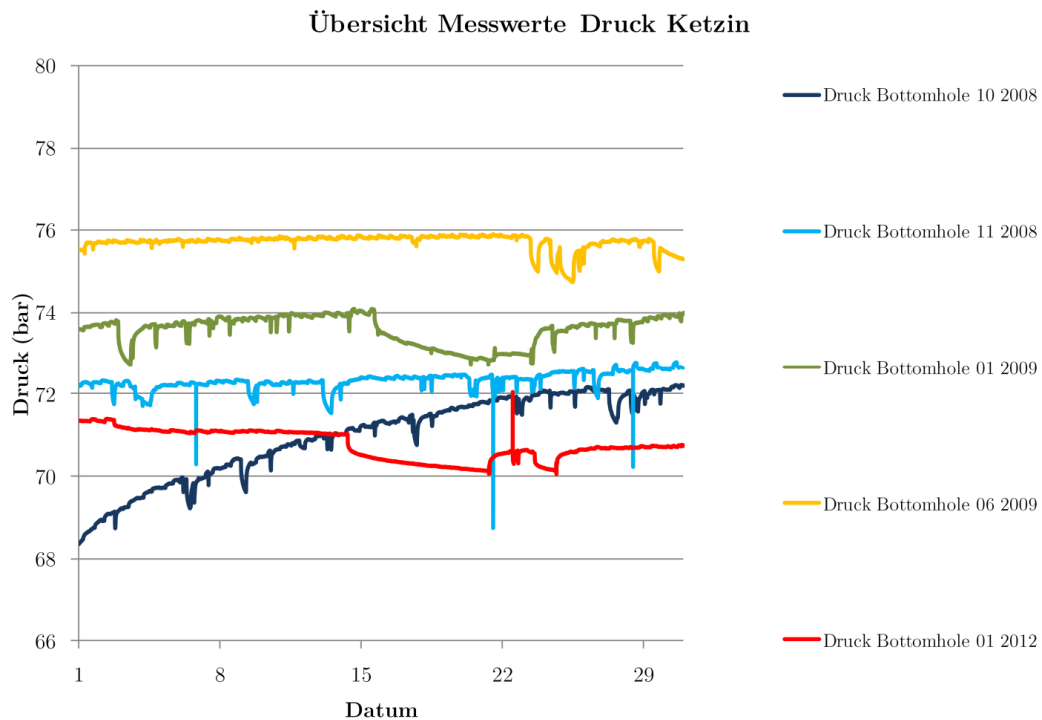


Abb. 3.38 Übersicht der Messwerte des Druckes Ketzin (Daten von: [222])

Die Messwerte für den Bottomholedruck zeigen gut den zunehmenden Füllgrad des Speichers. Insbesondere im Oktober 2008 (zum Beginn der Injektion in das Reservoir) kann man gut den steigenden Druck erkennen, der sich durch die Injektion ergibt. Es werden Werte von 11–17 bar über dem ungestörtem Reservoirdruck erreicht [224]. Der Druck im weiteren Verlauf ist abhängig vom injizierten CO₂-Massenstrom. Die Werte in der Monatsmitte 01/2009 und 01/2012 zeigen gut den fallenden Druck nach Injektionsstopp. Abb. 3.39 zeigt die Messwerte der Temperaturen:

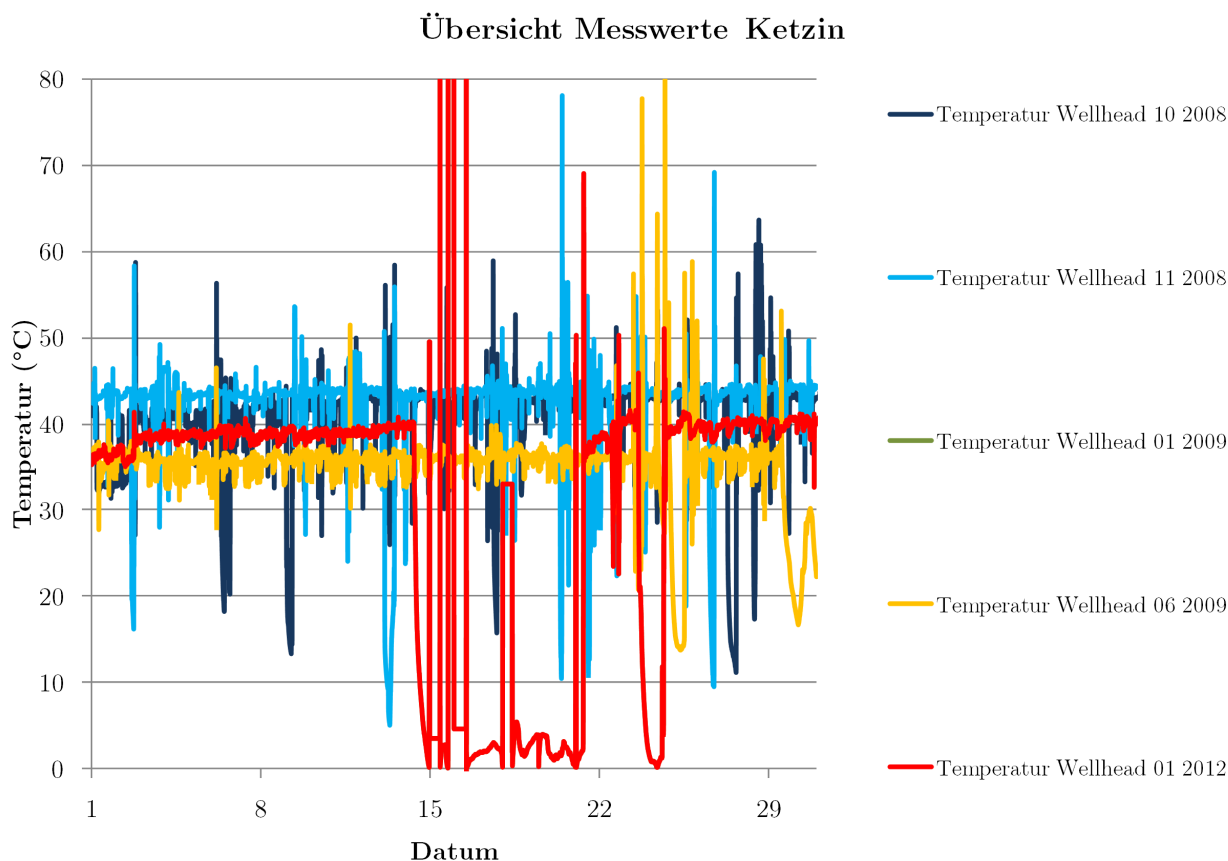


Abb. 3.39 Übersicht der Messwerte der Temperatur Ketzin (Daten von: [222])

Die Temperaturen am Wellhead sind im Wesentlichen abhängig von der an der Vorwärmstrecke eingestellten Temperatur. Lediglich bei Injektionsstopp sinkt die Temperatur bis auf Werte nahe der Umgebungstemperatur. Die hohen Temperaturen im Januar 2012 sind auf Messfehler zurückzuführen. In der Simulation wurde hier jeweils der letzte richtig gemessene Wert eingesetzt. Ebenso wurde verfahren, wenn für wenige Minuten eine sehr hohe Temperatur gemessen wurde (11/2008 und 06/2009).

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.1.1.

3.2.1.2 Canyon-Reef-Carrier-Pipeline

Zur Validierung und zur Überprüfung der grundsätzlichen Funktionalität von OLGA hinsichtlich der Simulation des Pipelinetransportes wurde ein vereinfachtes Modell eines Abschnittes der Canyon-Reef-Carrier-Pipeline (siehe Kapitel 2.2.7.1) erarbeitet.

Das geometrische Modell wurde auf Basis von Unterlagen der Betreibergesellschaft erstellt [178]. Es wurden ebenfalls Messwerte für zwei Lastfälle bereitgestellt (siehe auch Anhang X).

Die übergebenen Daten beinhalteten folgende Angaben:

- Höhenprofil,
- Rohrleitungsmaterial, -durchmesser und -wandstärken,
- Temperaturen und Drücke für fünf Messstellen an der Pipeline (siehe folgende Tabelle),
- Messdaten zu zwei verschiedenen Massenströmen,
- Angaben zur Umgebungstemperatur und weiteren allgemeinen Randbedingungen,
- CO₂-Zusammensetzung,
- die Pumpstationen wurden zu den gemessenen Zeitpunkten umfahren.

Folgende Tabelle zeigt die übergebenen Messwerte für zwei verschiedene Lastpunkte:

Tab. 3.18: Messwerte CRC-Pipeline [178] (umgerechnete Werte sind kursiv dargestellt)

Messung	Größe	Einheit	Wert am Eintritt	Wert bei Pumpe 15	Wert bei Pumpe 18	Wert bei Pumpe 21	Wert am Austritt
Fall 1	Volumenstrom	mmscfd	84,9	84,9	84,9	84,9	84,9
Fall 2	Volumenstrom	mmscfd	85,4	85,4	85,4	85,4	85,4
Fall 1	Druck	psi	1744	1565	1536	1659	1608
Fall 2	Druck	psi	1814	1630	1602	1726	1676
Fall 1	Temperatur	°F	64	60	59	59	58,3
Fall 2	Temperatur	°F	62,8	61	58	58	57
<i>Fall 1</i>	<i>Druck</i>	<i>bar</i>	<i>120,2</i>	<i>107,9</i>	<i>105,9</i>	<i>114,4</i>	<i>110,9</i>
<i>Fall 2</i>	<i>Druck</i>	<i>bar</i>	<i>125,1</i>	<i>112,4</i>	<i>110,5</i>	<i>119,0</i>	<i>115,6</i>
<i>Fall 1</i>	<i>Temperatur</i>	<i>°C</i>	<i>46,2</i>	<i>42,2</i>	<i>41,2</i>	<i>41,2</i>	<i>40,5</i>
<i>Fall 2</i>	<i>Temperatur</i>	<i>°C</i>	<i>45,0</i>	<i>43,2</i>	<i>40,2</i>	<i>40,2</i>	<i>39,2</i>
<i>Fall 1</i>	<i>Volumenstrom</i>	<i>m³/h</i>	<i>100171</i>	<i>100171</i>	<i>100171</i>	<i>100171</i>	<i>100171</i>
<i>Fall 2</i>	<i>Volumenstrom</i>	<i>m³/h</i>	<i>100761</i>	<i>100761</i>	<i>100761</i>	<i>100761</i>	<i>100761</i>
<i>Fall 1</i>	<i>Massenstrom</i>	<i>kg/h</i>	<i>187505</i>	<i>187505</i>	<i>187505</i>	<i>187505</i>	<i>187505</i>
<i>Fall 2</i>	<i>Massenstrom</i>	<i>kg/h</i>	<i>188609</i>	<i>188609</i>	<i>188609</i>	<i>188609</i>	<i>188609</i>
<i>Fall 1</i>	<i>Massenstrom</i>	<i>kg/s</i>	<i>52</i>	<i>52</i>	<i>52</i>	<i>52</i>	<i>52</i>
<i>Fall 2</i>	<i>Massenstrom</i>	<i>kg/s</i>	<i>52</i>	<i>52</i>	<i>52</i>	<i>52</i>	<i>52</i>

Ausgehend von den übergebenen Daten wurde in OLGA ein Modell der Pipeline erstellt.

Das zugrunde liegende Höhenprofil ist bereits in Kapitel 2.2.7.1 unter Abb. 2.36 dargestellt. Aus diesem wurde eine Rohrleitungsgeometrie für OLGA generiert, bestehend aus 218 Abschnitten mit insgesamt 2415 SECTIONS.

Der radiale Aufbau der Rohrleitung und der Umgebung erfolgte analog zu den in Kapitel 3.1.2.4 dargestellten Annahmen. Der Innendurchmesser wurde konstant mit 0,3904 m angenommen, die Wandstärke konstant mit 9,6 mm die Rauigkeit wurde mit 0,0000417 m angenommen.

Das Rohrmaterial ist API X-60, die thermischen Eigenschaften sind in folgender Tabelle zusammengefasst:

Tab. 3.19: Eigenschaften Stahlrohr X60 bei 20 °C [215]

Größe	Wert	Einheit
Werkstoffnummer	1.8973	EN10208-2
äquivalente Klasse	X60	API5L
Wärmekapazität	461	J/(kg K)
Wärmeleitkoeffizient	37,5	W/(m K)
Dichte	7842	kg/m ³

Es wurden insgesamt neun Erdschichten einer Gesamtstärke von 2,2 m angenommen. Die gewählten thermischen Eigenschaften entsprechen etwa denen von trockenem Sand [210]: Wärmekapazität 850 J/(kg K), Dichte 2000 kg/m³, Wärmeleitkoeffizient: 0,4 W/(m K). Die Umgebungstemperatur wurde im Datensatz mit 60 °F (15,56 °C) angegeben, als äußere Wärmeübergangsbedingung wurde AIR gewählt.

Es wurde eine statische Simulation (konstante Randbedingungen) der zwei Fälle durchgeführt. Dabei wurden der Eintrittsmassenstrom, die Eintrittstemperatur (beide über ein NODE vom Typ MASSFLOW) und der Austrittsdruck (NODE vom Typ PRESSURE) vorgegeben.

Die Zusammensetzung des CO₂ laut Datensatz war folgende: 99,4334 % CO₂, 0,4468 % N₂, 0,1198 % CH₄. Es wurde nicht angegeben, ob es sich um Volumenprozent oder Massenprozent handelt. Für die Simulation mit OLGA wurde reines CO₂ angenommen.

Abb. 3.40 zeigt das Modell in OLGA:

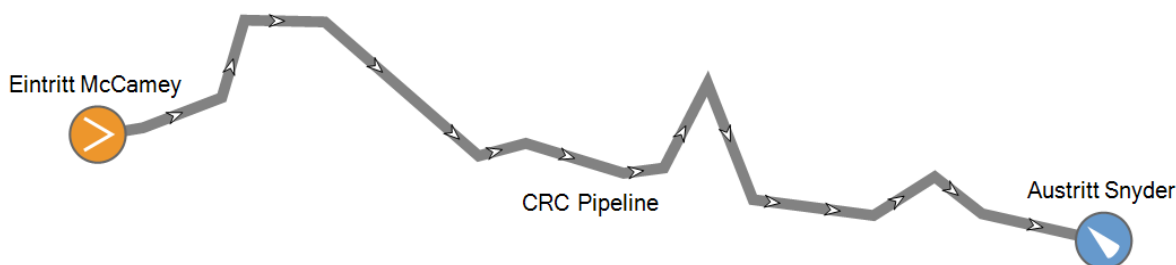


Abb. 3.40 Modell der CRC-Pipeline (Screenshot von [51])

Ziel der Simulation soll die grundlegende Validierung von OLGA für die Eignung zur Simulation von Pipelines sein.

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.1.2.

3.2.2 Statische Randbedingungen

3.2.2.1 Statische Lastgänge

Zur grundlegenden Charakterisierung der Pipelines und der Injektionsbrunnen hinsichtlich ihres thermohydraulischen Verhaltens unter verschiedenen Lastbedingungen dienen die quasistatischen Lastgänge.

In verschiedenen Szenarien wurde das Verhalten der Pipelines und der Injektion unter verschiedenen Lasten simuliert. Ausgehend von den Annahmen in Kapitel 3.1.1.1 wurden Massenströme bei 100 %, 80 %, 60 %, 40 % und 30 % Lastfaktor als feste Randbedingung vorgegeben und die Simulation bis zum Gleichgewichtszustand (konstante Druck- und Temperaturgradienten) durchgeführt.

Folgende Tabelle listet die verschiedenen Szenarien mit Ihren Parametern auf:

Tab. 3.20: Szenarien quasistatische Lastgänge (Massenstrom)

Szenario	Last	Einheit	Massenstrom	Einheit	Beschreibung
Sz_0_100_S	100	%	168,082	kg/s	Jänschwalde-Sleipner 100 % Last
Sz_0_80_S	80	%	138,752	kg/s	Jänschwalde-Sleipner 80 % Last
Sz_0_60_S	60	%	109,340	kg/s	Jänschwalde-Sleipner 60 % Last
Sz_0_40_S	40	%	79,027	kg/s	Jänschwalde-Sleipner 40 % Last
Sz_0_30_S	30	%	63,384	kg/s	Jänschwalde-Sleipner 30 % Last
Sz_0_100_R	100	%	168,082	kg/s	Jänschwalde-Rotterdam 100 % Last
Sz_0_80_R	80	%	138,752	kg/s	Jänschwalde-Rotterdam 80 % Last
Sz_0_60_R	60	%	109,340	kg/s	Jänschwalde-Rotterdam 60 % Last
Sz_0_40_R	40	%	79,027	kg/s	Jänschwalde-Rotterdam 40 % Last
Sz_0_30_R	30	%	63,384	kg/s	Jänschwalde-Rotterdam 30 % Last

Die Szenarien nutzen den Massenstrom am Eintritt als Vorgabewert, alle anderen Randbedingungen sind konstant.

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.3 und Anhang XI.

3.2.2.2 Temperaturprofile

Zur Charakterisierung der Unterschiede im Winter- und Sommerbetrieb (Winter: W; Sommer: S) sowie der Variation der Nachkühlung am Verdichteraustritt (hoch: H; niedrig: N) wurden für die Pipelines jeweils unter 100 % Last die Eintrittstemperaturen in die Pipeline sowie die Boden- bzw. Meeresgrundtemperatur variiert.

Tab. 3.21: Szenarien quasistatische Lastgänge (Temperatur)

Szenario	Eintritts- temperatur	Boden- temperatur	Meeres- grund- temperatur	Einheit	Beschreibung
Sz_0_H_S	60	10,35	7	°C	Jänschwalde-Sleipner, hohe Ein- trittstemperatur
Sz_0_N_S	40	10,35	7	°C	Jänschwalde-Sleipner, niedrige Eintrittstemperatur
Sz_0_S_S	50	15	12	°C	Jänschwalde-Sleipner Sommer
Sz_0_W_S	50	5	4	°C	Jänschwalde-Sleipner Winter
Sz_0_H_R	60	10,35	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam, hohe Eintrittstemperatur
Sz_0_N_R	40	10,35	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam, niedri- ge Eintrittstemperatur
Sz_0_S_R	50	15	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam Som- mer
Sz_0_W_R	50	5	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam Winter
Sz_0_WH_S	60	5	4	°C	Jänschwalde-Sleipner Winter, hohe Eintrittstemperatur
Sz_0_WN_S	40	5	4	°C	Jänschwalde-Sleipner Winter, niedrige Eintrittstemperatur
Sz_0_SH_S	60	15	12	°C	Jänschwalde-Sleipner Sommer, hohe Eintrittstemperatur
Sz_0_SN_S	40	15	12	°C	Jänschwalde-Sleipner Sommer, niedrige Eintritts- temperatur
Sz_0_WH_R	60	5	-	°C	Jänschwalde-Sleipner Winter, hohe Eintrittstemperatur
Sz_0_WN_R	40	5	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam Winter, niedrige Eintrittstemperatur
Sz_0_SH_R	60	15	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam Som- mer, hohe Eintrittstemperatur
Sz_0_SN_R	40	15	-	°C	Jänschwalde-Rotterdam Som- mer, niedrige Eintritts- temperatur

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.3 und Anhang XI.

3.2.3 Lastsprünge

Zur Untersuchung des grundlegenden dynamischen Verhaltens von Pipeline und Injektionsbrunnen dienen die Simulation von Lastsprüngen am Eintritt und die Untersuchung des jeweiligen Antwortverhaltens des Transport- und Injektionssystems.

Dazu wurde eine Abfolge von positiven und negativen Lastsprüngen bzw. Eintrittsmassenstromänderungen simuliert. Die Laständerung erfolgte jeweils linear über einen Zeitraum von 15 Minuten. Der Zustand zur Beginn der Simulation der negativen Lastsprünge entsprach dem Endwert der quasistatischen Szenarien SZ_0_100. Die positiven Lastsprünge starteten nach jeweils zehn Tagen kontinuierlichem Betrieb mit dem Anfangsmassenstrom.

Folgende Szenarien wurden untersucht:

Tab. 3.22: Szenarien Lastsprünge

Szenario	Beschreibung	Lastgradient [%/Min]
Sz_1_100-80_S	Lastsprung 100 % auf 80 % Jänschwalde-Sleipner	-1,334
Sz_1_100-60_S	Lastsprung 100 % auf 60 % Jänschwalde-Sleipner	-2,667
Sz_1_100-40_S	Lastsprung 100 % auf 40 % Jänschwalde-Sleipner	-4
Sz_1_100-30_S	Lastsprung 100 % auf 30 % Jänschwalde-Sleipner	-4,667
Sz_1_80-100_S	Lastsprung 80 % auf 100 % Jänschwalde-Sleipner	1,334
Sz_1_60-100_S	Lastsprung 60 % auf 100 % Jänschwalde-Sleipner	2,667
Sz_1_40-100_S	Lastsprung 40 % auf 100 % Jänschwalde-Sleipner	4
Sz_1_30-100_S	Lastsprung 30 % auf 100 % Jänschwalde-Sleipner	4,667
Sz_1_100-80_R	Lastsprung 100 % auf 80 % Jänschwalde-Rotterdam	-1,334
Sz_1_100-60_R	Lastsprung 100 % auf 60 % Jänschwalde-Rotterdam	-2,667
Sz_1_100-40_R	Lastsprung 100 % auf 40 % Jänschwalde-Rotterdam	-4
Sz_1_100-30_R	Lastsprung 100 % auf 30 % Jänschwalde-Rotterdam	-4,667
Sz_1_80-100_R	Lastsprung 80 % auf 100 % Jänschwalde-Rotterdam	1,334
Sz_1_60-100_R	Lastsprung 60 % auf 100 % Jänschwalde-Rotterdam	2,667
Sz_1_40-100_R	Lastsprung 40 % auf 100 % Jänschwalde-Rotterdam	4
Sz_1_30-100_R	Lastsprung 30 % auf 100 % Jänschwalde-Rotterdam	4,667

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.4 und Anhang XII.

3.2.4 Shut-down-/Linepack-Tests

Im Falle von Problemen entweder auf der Kraftwerksseite oder auf der Speicherseite kann es zu dem Fall kommen, dass die Pipeline am Ein- oder Austritt abgesperrt werden muss. Die Auswirkungen eines solchen plötzlichen Schließens des Ein- oder Austrittes der Pipeline wurden in den folgenden Szenarien untersucht.

Des Weiteren erfolgte eine Betrachtung der Speichermöglichkeiten der Pipeline selbst über das sogenannte Line-Packing. Hierbei dient die Leitung selbst als Zwischenspeicher.

3.2.4.1 Shut-Down-Test

Für die Untersuchung der Auswirkungen des Schließens des Ein- oder Austrittes der Pipeline werden folgende Szenarien simuliert:

Tab. 3.23: Szenarien Shut-down-/Stillstandstests

Szenario	Beschreibung
Sz_2_E_S	Schließen des Eintrittsventils Jänschwalde-Sleipner
Sz_2_A_S	Schließen des Austrittsventils Jänschwalde-Sleipner
Sz_2_E_R	Schließen des Eintrittsventils Jänschwalde-Rotterdam
Sz_2_A_R	Schließen des Austrittsventils Jänschwalde-Rotterdam

Der Zustand zur Beginn der Simulation entsprach dem Endwert der quasistatischen Szenarien SZ_0_100. Zur Simulation des Schließens des Austrittsventiles wurde im Modell im letzten Abschnitt der Pipeline ein Ventil eingefügt, welches den Querschnitt der Rohrleitung innerhalb von 30 Minuten linear auf null reduziert.

Bei den Szenarien Sz_2_E wird zuerst der Massenstrom innerhalb 60 Minuten linear auf null reduziert und mit 15 Minuten Versatz das Eintrittsventil innerhalb 60 Minuten geschlossen.

Bei den Szenarien Sz_2_A wird der Massenstrom innerhalb 60 Minuten linear auf null reduziert und gleichzeitig das Austrittsventil innerhalb 60 Minuten geschlossen.

Nach jeweils zehn Tagen Stillstand wird der Massenstrom durch die Pipeline wieder erhöht. Dazu wird zunächst das Ventil am Austritt geöffnet (linear innerhalb 60 Minuten), anschließend (bzw. gleichzeitig im Szenario Sz_2_A) wird der Eintrittsmassenstrom zunächst innerhalb einer Stunde auf 30 %, dann innerhalb neun Stunden auf 100 % erhöht.

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.5 und Anhang XIII.

3.2.4.2 Linepack-Test

Als Linepacking bezeichnet man die Nutzung der Pipeline als dynamischen Zwischenspeicher. Dazu wird die Pipeline bis nahe an Ihrem Auslegungsdruck betrieben. Durch den erhöhten Druck und die Kompressibilität des CO₂ steigt die mittlere Dichte des CO₂ in der Pipeline und die Gesamtmasse des CO₂ in der Pipeline steigt. Dadurch wird es möglich, kurzfristig mehr CO₂ in die Pipeline zu leiten als in das Reservoir injiziert wird. Im Extremfall würde die Injektion völlig eingestellt und die Pipeline so lange weiter befüllt, bis der Auslegungsdruck erreicht ist.

Dieser Fall soll in den folgenden Szenarien untersucht werden. Dazu wird, ausgehend von konstanter Einspeisung entsprechend SZ_0_100 das Ende der Pipeline innerhalb 60 Minuten geschlossen. Die Einspeisung wird so lange fortgesetzt, bis an einer Stelle der Pipeline 230 bar (20 bar unterhalb des Auslegungsdruckes) erreicht sind. Dabei wird der Eintrittsmassenstrom linear geregelt, so dass der höchste Druck in der Leitung (hier der Druck am Ende der Leitung) 230 bar nicht übersteigt.

Tab. 3.24: Szenarien Linepack

Szenario	Beschreibung
Sz_2_LP_S	Linepack Jänschwalde-Sleipner
Sz_2_LP_R	Linepack Jänschwalde-Rotterdam

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.5 und Anhang XIII.

3.2.5 Betrieb unter konventionellen und flexiblen Lastbedingungen

Zur Charakterisierung des Pipeline- und Speicherbetriebs unter realen Lastbedingungen wurden die in Kapitel 3.1.1.3 hergeleiteten Lastgänge eines CCS-Kraftwerkes genutzt. Diese dienen zur Generierung der Eintrittsmassenströme in die Pipeline. Folgende Tabelle zeigt die Zuordnung der Monate zu den simulierten Szenarien:

Tab. 3.25: Szenarien konventionelle und flexible Lastbedingungen

Szenario	Beschreibung
Sz_3_12_11_S	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Dezember 2011
Sz_3_01_12_S	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Januar 2012
Sz_3_07_12_S	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Juli 2012
Sz_3_01_13_S	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Januar 2013
Sz_3_2_13_S	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Februar 2013
Sz_3_12_11_R	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Dezember 2011
Sz_3_01_12_R	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Januar 2012
Sz_3_07_12_R	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Juli 2012
Sz_3_01_13_R	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Januar 2013
Sz_3_2_13_R	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Februar 2013

Der Zustand zu Beginn der Simulation entsprach dem Endwert der quasistatischen Szenarien SZ_0_100. Am Ende der Pipeline wurde zur Verhinderung von Rückströmungen ein Rückschlagventil (CHECKVALVE) eingefügt. Zur Vermeidung niedriger Pipelinedrücke während längerer Stillstandszeiten wurden dieselben Lastgänge mit einem leicht abgeänderten Modell der Pipelines simuliert. Dazu wurde ein Ventil am Austritt eingefügt, welches im Falle von Massenströmen am Eintritt kleiner 63 kg/s (30 % Last) geschlossen wird. Die Regelung wird über einen linearen Regler (SCALERCONTROLLER) vorgenommen, der die Ventilöffnung zwischen 63 kg/s und 0 kg/s Eintrittsmassenstrom zwischen voll geöffnet und voll geschlossen regelt (siehe Abb. 3.41).

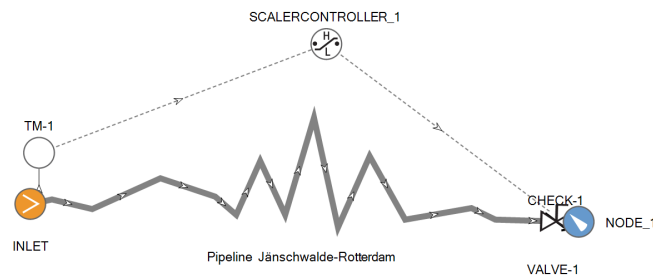


Abb. 3.41 Modell der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam mit geregeltm Austrittsventil (Screenshot von [51])

Der Regler hat eine Schaltzeit von fünf Minuten, das heißt, das Ausgangssignal kann innerhalb von fünf Minuten von 0 auf 100 % wechseln oder umgekehrt. Das Ventil schließt oder öffnet in maximal einer Minute vollständig.

Tab. 3.26: Szenarien konventionelle und flexible Lastbedingungen mit Regelung Austrittsventil

Szenario	Beschreibung
Sz_3_12_11_S_V	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Dezember 2011 mit Austrittsventil
Sz_3_01_12_S_V	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Januar 2012 mit Austrittsventil
Sz_3_07_12_S_V	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Juli 2012 mit Austrittsventil
Sz_3_01_13_S_V	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Januar 2013 mit Austrittsventil
Sz_3_2_13_S_V	Jänschwalde-Sleipner Lastgang Februar 2013 mit Austrittsventil

Szenario	Beschreibung
Sz_3_12_11_R_V	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Dezember 2011 mit Austrittsventil
Sz_3_01_12_R_V	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Januar 2012 mit Austrittsventil
Sz_3_07_12_R_V	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Juli 2012 mit Austrittsventil
Sz_3_01_13_R_V	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Januar 2013 mit Austrittsventil
Sz_3_2_13_R_V	Jänschwalde-Rotterdam Lastgang Februar 2013 mit Austrittsventil

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.6 und Anhang XIV.

3.2.6 Erstbefüllung Pipeline

Die Erstbefüllung einer Pipeline mit CO₂ gestaltet sich schwierig, da die Befüllung nicht einfach aus Drucktanks erfolgen kann (sehr niedrige Temperaturen und Bildung von Trockeneis bei Entspannung auf Drücke kleiner dem Tripeldruck möglich). Prinzipiell sind folgende Möglichkeiten denkbar:

- Befüllung aus Drucktanks mit Überwachung der Materialtemperaturen und der Bildung von Trockeneis in der Rohrleitung (nicht empfohlen)
- Vorspannung der Pipeline auf überkritische Werte (CO₂) mit Stickstoff und Übergang zur Einleitung von CO₂ durch die Abtrennung der Gase mit einem oder mehreren Molchen, Ablassen des Stickstoff am Pipelineaustritt
- Befüllung der Pipeline mit gasförmigem CO₂ (Austrittsventil geschlossen), graduelle Druckerhöhung bis zum Erreichen des Betriebsdrucks (bzw. überkritischen Parametern)

Zur Simulation des Verhaltens der Pipeline wurde die letzte Füllmethode ausgewählt:

- Durchströmen der Pipeline mit CO₂ (offenes Ende)
- Schließen des Ventils am Ende der Pipeline
- Befüllung der Pipeline mit konstantem Massenstrom (10 % oder 50 % Last) und 20 °C
- Die Befüllung ist beendet (für die Simulation) bei Erreichen von 100 bar

Tab. 3.27: Szenarien Erstbefüllung

Szenario	Beschreibung
Sz_4_10_S	Befüllung Jänschwalde-Sleipner 10 % Last
Sz_4_50_S	Befüllung Jänschwalde-Sleipner 50 % Last
Sz_4_10_R	Befüllung Jänschwalde-Rotterdam 10 % Last
Sz_4_50_R	Befüllung Jänschwalde-Rotterdam 50 % Last

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.7 und Anhang XV.

3.2.7 Entleerung und Wiederbefüllung eines Abschnitts der Pipeline

Im Falle von Wartungsarbeiten an der Pipeline wird im Regelfall nur der betroffene Abschnitt der Pipeline drucklos gemacht. Dazu wird der Massenstrom durch die Pipeline reduziert, anschließend werden die Absperrarmaturen an Anfang und Ende des betroffenen Abschnittes geschlossen und über ein Ablassventil der Inhalt der Pipeline an die Umgebung abgelassen. In der Simulation erfolgt dieser Vorgang in folgenden Schritten:

- Unterteilung eines etwa 20 km langen Abschnittes auf ca. 33 % der Pipelinestrecke mittels zwei Ventilen und einer Ausblaseleitung am Ende des Abschnittes (modelliert mittels LEAK) gegen Umgebungsdruck (Abb. 3.42)
- Reduktion des Massenstromes durch die Pipeline von 100 % auf 0 % innerhalb 60 Minuten
- Schließen des Austritts-/Wellhead-Ventils bei 50 Min. innerhalb fünf Min.
- Schließen des Ventils am Anfang des Abschnittes nach 55 Min. innerhalb fünf Min.
- Schließen des Ventils am Ende des Abschnittes nach 60 Min. innerhalb fünf Min.
- Öffnen des Ausblasventiles (Querschnitt: 0.1024 m^4) nach 66 Minuten innerhalb einer Minute

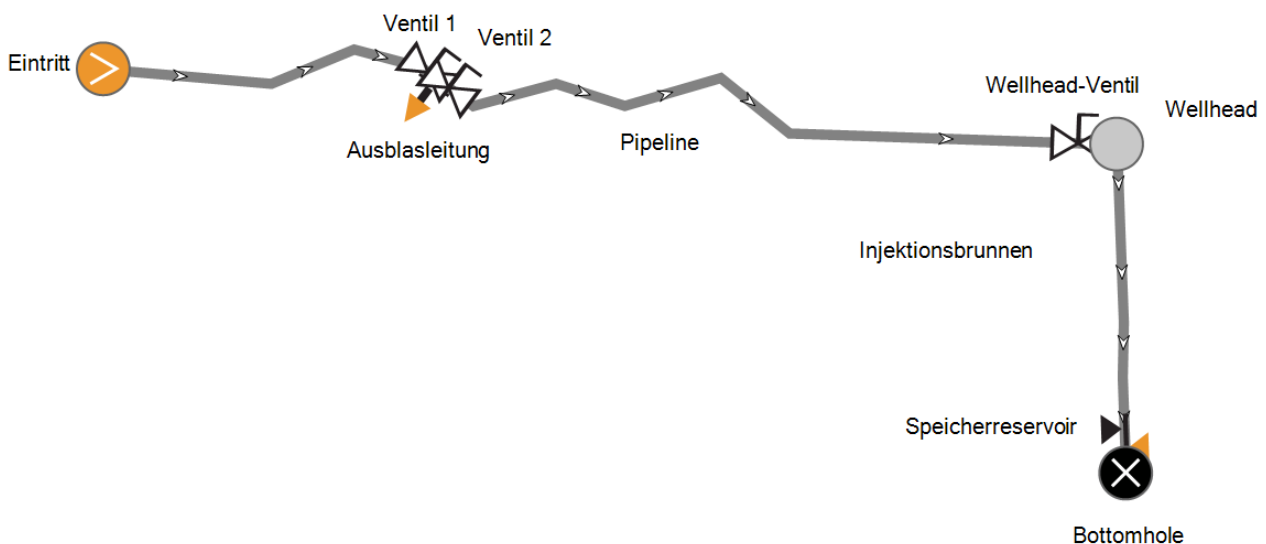


Abb. 3.42 Modell Entleerung eines Pipelineabschnittes Sleipner (Screenshot von [51])

Nach einer Wartezeit von zehn Tagen soll die Pipeline wieder angefahren werden. Üblicherweise würde der entleerte Pipelineabschnitt zunächst extern mit Stickstoff oder entfeuchteter Luft auf einen Druck deutlich über Umgebungsdruck gebracht werden (mittels mobiler Kompressoren), dann würde das Ventil auf der Zuströmseite geöffnet werden sowie auf der Abströmseite das Ablassventil, so dass das CO_2 die Luft/den Stickstoff aus der Leitung drückt. Wenn der Fremdgasanteil in der Leitung gering genug ist, wird die Ablassleitung geschlossen und das Ventil auf der Abströmseite geöffnet und der normale Betrieb eingeleitet. Diese Art des Wiederanfahrens kann mit OLGA nicht modelliert werden, da die Simulation von CO_2 und Luft/Stickstoff nicht gleichzeitig möglich ist.

Bei dieser Prozedur wird gewöhnlich auch viel CO_2 in die Atmosphäre emittiert, da die Fremdgasen ausgespült werden müssen. Bequemer wäre es, CO_2 direkt von der Zuströmseite zu nutzen, um den Abschnitt ohne Verunreinigungen wiederzubefüllen. Aufgrund der großen Druckdifferenz zwischen der Pipeline und dem entspannten Abschnitt kommt es hierbei zu starker Abkühlung des einströ-

menden CO₂, außerdem wird im Querschnitt der Öffnung, durch die das CO₂ einströmt in der Regel das kritische Druckverhältnis und damit Schallgeschwindigkeit erreicht, wodurch die durchströmten Teile starker erosiver Belastung ausgesetzt sind. Die nachfolgend vorgestellte Prozedur ist dementsprechend nur als eine theoretische Option zu betrachten, die für die praktische Umsetzung umfangreiches Detailengineering erfordert.

Der Ablauf zur Wiederbefüllung ist folgender:

- Anfahren des Kraftwerkes innerhalb 4 h, danach kontinuierliches Einspeisen mit 100 % Last,
- lineare Öffnung des ersten Ventils auf 100 % innerhalb 3 h (Rotterdam)
- lineare Öffnung des ersten Ventils auf 100 % nach 4,5 h innerhalb 1,5 h (Sleipner)
- öffnen des zweiten Ventiles nach 3 h innerhalb 5 Min. (Rotterdam)
- öffnen des zweiten Ventiles nach 6 h innerhalb 5 Min. (Sleipner)
- öffnen des Austrittsventiles/Wellheadventiles nach 4,5 h innerhalb 5 Min. (Rotterdam)
- öffnen des Austrittsventiles/Wellheadventiles nach 10,5 h innerhalb 5 Min. (Sleipner)

Die unterschiedlichen Zeiten der zwei Pipelinerouten kommen durch die verschiedenen Enddrücke in der Pipeline nach dem Absperren und durch den unterschiedlichen Pipelineinhalt zustande.

Es werden folgende Szenarien untersucht:

Tab. 3.28: Szenarien Entleerung

Szenario	Beschreibung
Sz_5_S	Entleerung Jänschwalde-Sleipner
Sz_5_R	Entleerung Jänschwalde-Rotterdam

Ziel der Simulation ist es, die notwendige Zeit zum gezielten Ablassen des CO₂-Inhaltes eines Pipelineabschnittes herauszufinden und die Vorgänge in Pipeline und Injektionsbrunnen zu analysieren. Grundlage ist die Fluidtemperatur im Abschnitt. Bei einem plötzlichen Druckabfall würden der Druck und die Temperatur zunächst schnell sinken, bis es zu einem Kondensieren des CO₂ kommt. Der Wärmestrom von der Rohrleitung und dem Erdboden reicht nicht aus, um diesen Temperaturabfall auszugleichen. Es kommt zu einem Sieden des CO₂ auf erhöhtem Druckniveau. Durch die niedrigen Temperaturen ändern sich die Materialkennwerte der Rohrleitung, so dass ggf. die Wandstärke für den anliegenden Innendruck nicht mehr ausreichend dimensioniert ist.

Die Simulation wird deshalb durch manuelle Anpassung des Durchmessers des Ablassventiles so durchgeführt, dass die Fluidtemperatur im Abschnitt nicht unter ca. -10 °C fällt. So wird eine ausreichende Materialfestigkeit sichergestellt. Es wurden für Rotterdam 3" (7,68 cm) und für Sleipner 4" (10,24 cm) festgelegt.

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.8 und Anhang XVI.

3.2.8 Leck-/Riss in einem Abschnitt der Pipeline

Die Simulation des thermohydraulischen Verhaltens der Pipeline im Falle eines Lecks in der Pipeline erfolgt in folgenden Schritten:

- Abtrennung eines etwa 20 km langen Abschnittes auf 33 % der Pipelinestrecke mittels zwei Ventilen (anfangs voll geöffnet) analog zum vorigen Kapitel
- Modellierung des Risses in der Abschnittsmittle mittels LEAK (Öffnung des gesamten Querschnitts der Leitung, Druckabfall innerhalb von einer Sekunde)
- Schließen der beiden Abschnittsventile (und des Ventils am Ende der Pipeline) nach 1 Minute Ausströmung innerhalb von 30 Sekunden (Szenario kurz); alternative Variante: Schließen der Ventile nach 15 Minuten innerhalb 30 Sekunden (Szenario lang)
- Reduktion des Massenstromes am Eintritt von 100 % auf 0 % innerhalb 30 Minuten

Es werden folgende Szenarien untersucht:

Tab. 3.29: Szenarien Leck/Riss

Szenario	Beschreibung
Sz_6.1_S	Leck Jänschwalde-Sleipner kurz
Sz_6.1_R	Leck Jänschwalde-Rotterdam kurz
Sz_6.2_S	Leck Jänschwalde-Sleipner lang
Sz_6.2_R	Leck Jänschwalde-Rotterdam lang

Ziel der Simulationen ist es, die Druck- und Temperaturverhältnisse in der Pipeline im Falle eines Lecks/Risses zu erfassen und die ausgestoßene CO₂-Menge zu bestimmen. Es werden zwei Varianten mit unterschiedlichen Detektionszeiten (1 Minute und 15 Minuten) für das Leck untersucht.

Es ist jedoch anzumerken, dass OLGA für das untersuchte Szenario nur genaue Werte im mittleren Zeitbereich (Minuten bis Stunden) liefern kann. Für Simulationen im Millisekundenbereich (zur Ermittlung des Entspannungsverhalten nach Kapitel 2.2.5.3) wurden teils erhebliche Abweichungen festgestellt [225], [226]. Der Schwerpunkt der Untersuchungen in dieser Arbeit soll jedoch das Verhalten der Pipeline als Ganzes sein. Ungenauigkeiten im Kurzzeitbereich können deshalb toleriert werden.

Die Ergebnisse finden sich in Kap. 4.9 und Anhang XVII.

4 Ergebnisse und Auswertung der Simulationen

Zur Erhaltung der besseren Übersichtlichkeit werden im Folgenden nur die Ergebnisse der Validierung und der Simulation der Pipeline Jänschwalde-Sleipner dargestellt (Szenarien enden mit _S). Die Ergebnisse der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam finden sich im Anhang 0 bis XVII (Szenarien enden mit _R).

Generell gilt für alle Diagramme:

Es war nicht immer möglich, die Legende ohne Überlappung einzelner Kurven der Simulationsergebnisse platzsparend darzustellen. In den Fällen, in denen eine Kurve von der Legende verdeckt wird, ist davon auszugehen, dass ein nahezu linearer Verlauf vorliegt. Wesentliche Ereignisse werden immer vollständig dargestellt.

4.1 Validierung und Plausibilitätsprüfung

4.1.1 Ergebnisse Pilotanlage Ketzin

Es wurden insgesamt fünf Monate Injektionsbetrieb der Pilotanlage Ketzin simuliert. Für alle Modelle galten dieselben Randbedingungen (ausgenommen der Variablen Massenstrom und Temperatur am Eintritt).

4.1.1.1 Oktober 2008

Im Oktober 2008 begann der normale Injektionsbetrieb der Pilotanlage. Vorher wurden ab Juli 2008 Vorversuche unternommen, bei denen Drücke und Massenströme variierten und es zu längeren Stillstandsphasen (Shut-In) kam.

Im Oktober wurde mit nahezu konstantem Massenstrom knapp über 2000 kg/h injiziert. Es gibt wenige Zeitpunkte, bei denen der Massenstrom kurzfristig absackt, diese Phasen sind meistens nur zehn Minuten lang, hier ist nicht eindeutig geklärt, ob es sich um Messfehler oder um wahre Werte handelt. Die Wellheadtemperatur wurde dabei knapp über 40 °C gehalten. Man kann gut erkennen, wie der Bottomholedruck und der Wellheaddruck mit der Zeit steigen, dieser Verlauf ist typisch für die Anfangsphase der kontinuierlichen Injektion. Die Bottomholetemperatur steigt ebenfalls leicht. Folgende Abbildung zeigt den Verlauf der Messwerte und den Vergleich mit den Simulationsergebnissen (Abb. 4.1):

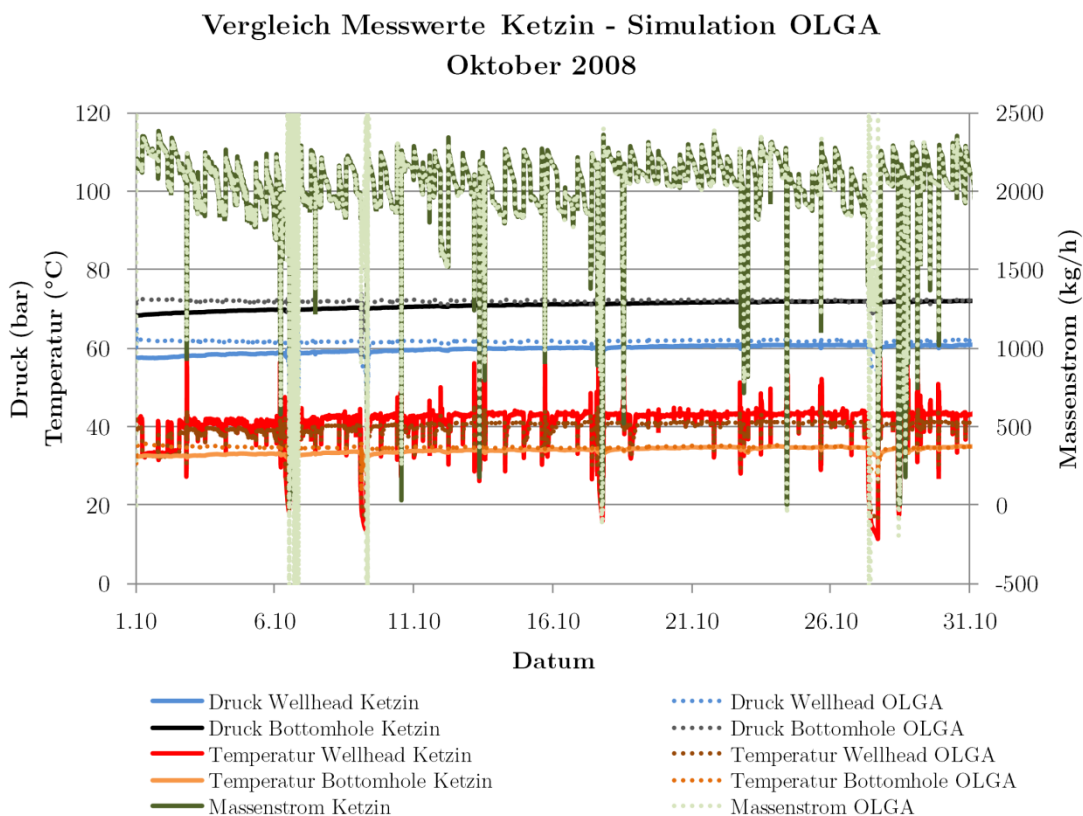


Abb. 4.1 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 10/2008

Wie man erkennen kann, liegen die Messwerte und die Simulationsergebnisse zu den meisten Zeitpunkten nah beieinander.

Nachfolgend sollen kurz die wesentlichen Unterschiede in den Ergebnissen diskutiert werden:

Massenströme

Das Diagramm zeigt den Massenstrom, wie er vor dem Wellhead in Ketzin gemessen wurde, verglichen mit den Werten von OLGA (Bottomhole). Da der Massenstrom als Eingangswert in die Simulation übernommen wurde, sind erwartungsgemäß nur geringe Abweichungen zu verzeichnen. Der relative Fehler der Simulation beträgt im Schnitt etwa 0,3 % (bereinigt um Werte bei Injektionsstopp). Relevante Abweichungen gibt es ausschließlich bei starken Änderungen des Massenstroms oder der Wellheadtemperatur.

Am 06.10., 09.10. und am 26.10. kam es zu (numerischen) Schwingungen in OLGA, wodurch die Massenströme sehr stark schwankten. Folgendes Diagramm zeigt einen Ausschnitt vom 6.10.2008: Grund für die Schwingungen waren Zweiphasenströmungsvorgänge im Injektionsbrunnen, die nicht stabil simuliert werden konnten (siehe Abb. 4.2 und Abb. 4.3, Kondensation/Verdampfung bei etwa 100 m bis 400 m Tiefe).

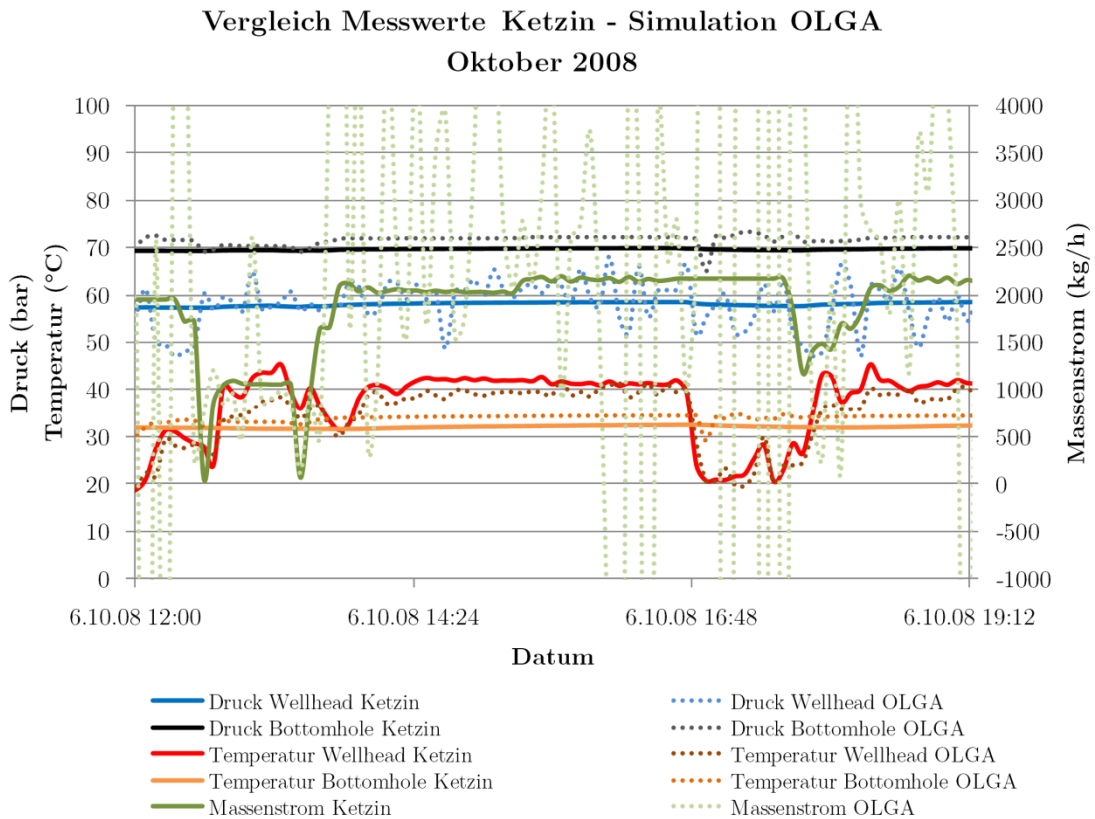


Abb. 4.2 Vergleich der Messwerte Ketzin und Ergebnisse OLGA 06.10.2008

Gepunktet dargestellt ist die Dichte, die sich aus der Berechnung unter Nutzung der Druck- und Temperaturwerte und der Span-Wagner-Gleichung für CO₂ ergeben würde. Die Abweichungen sind zum Teil der groben Unterteilung der Interpolationstabelle geschuldet.

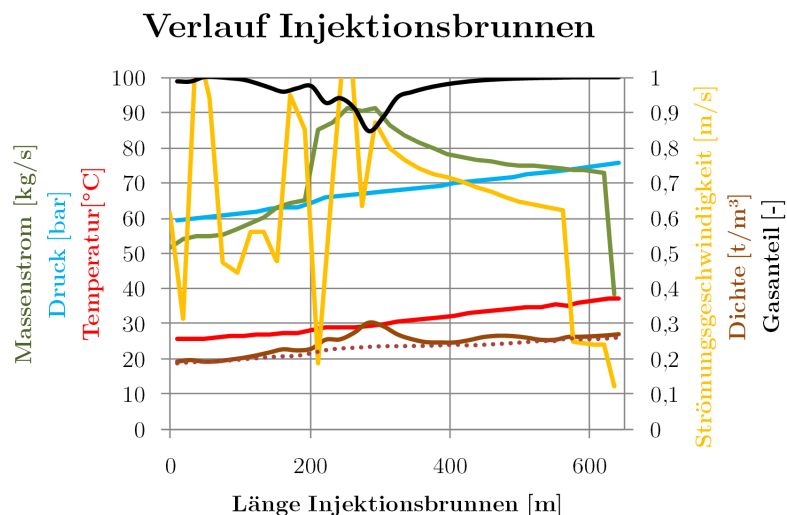


Abb. 4.3 Parameterverlauf im Injektionsbrunnen, 06.10.2008 (gepunktete Linie: Dichte gasförmige Phase)

Abb. 4.4 zeigt die Wellhead- (unten im Diagramm) und die Bottomholewerte (oben) für 5 Einzelwerte jeweils durch eine Linie verbunden. Sowohl die Messwerte als auch die Simulation deuten auf eine Verdampfung innerhalb des Injektionsbrunnens hin. An die Simulation stellen solche Vorgänge erhöhte Anforderungen. Es müssten die zeitliche und die geometrische Auflösung des Rechengitters erhöht werden sowie die Interpolationstabelle der Stoffwerte auf einen engeren Bereich beschränkt

werden, um die Vorgänge genauer zu untersuchen. Aufgrund der Güte der Messwerte (zeitliche Auflösung gering, Lage im Injektionssystem und zu erwartende Messfehler zu ungenau beschrieben) wird an dieser Stelle darauf verzichtet. Eine detailliertere Betrachtung wurde in [227] vorgenommen.

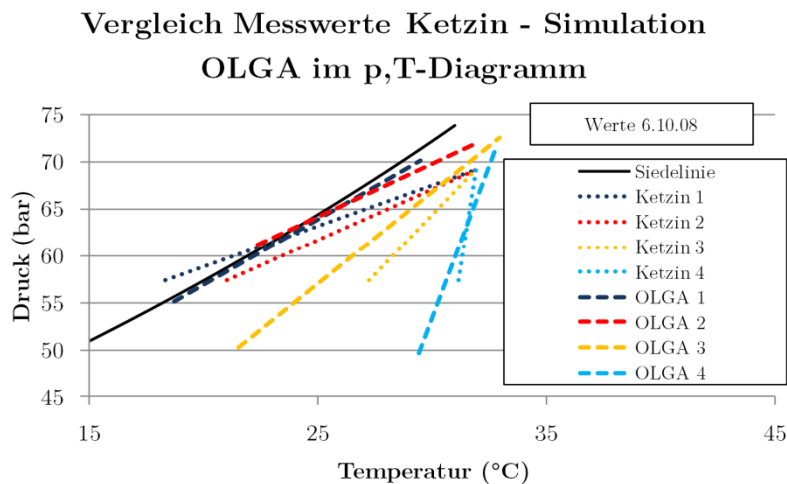


Abb. 4.4 Wellhead- und Bottomholewerte verbunden für je fünf einzelne Mess- und Simulationswerte am 6.10.2008

Die Schwingungen waren auch durch deutliche Änderung der Simulationsparameter (TIMESTEP, TBOILING, TCONDENSATION, Grenzen der Interpolationstabelle) nicht zu eliminieren, die Werte für den Massenstrom sind an diesen Stellen entsprechend zu ignorieren bzw. als Zweiphasenströmung zu interpretieren.

Am 17.10. und am 29.10. kam es aufgrund des Injektionsstopps mit hoher Wahrscheinlichkeit zu Rückströmungen in den Brunnen, welche aufgrund der Massenstrommessung vor dem Wellhead in Ketzin nicht aufgezeichnet wurden. Die Simulation kann solche Effekte aufzeigen, wobei darauf hinzuweisen ist, dass im Modell Injektion und Rückströmung aus dem Reservoir mit denselben Parametern modelliert sind, was nicht unbedingt der Realität entsprechen muss.

Drücke

Die Drücke am Wellhead und im Bottomhole werden vor allem in der ersten Hälfte des Oktober nur näherungsweise getroffen. Grund hierfür ist das einheitliche Simulationsmodell (der festgelegte Reservoirdruck) für alle fünf untersuchten Monate. Im Oktober steigt der Reservoirdruck aufgrund der Injektion stärker an als in den folgenden Monaten und Jahren. Dieser Anstieg kann vom linearen Modell des Reservoirs nicht abgebildet werden, da hierfür die kumulierte CO_2 -Masse berücksichtigt werden müsste sowie erweiterte Modellgleichungen für den steigenden Reservoirdruck hinterlegt werden müssten. Dies ist in OLGA nicht vorgesehen, es müsste demzufolge ein externes (3-D-) Modell des Reservoirs an das Modell in OLGA gekoppelt werden. Dies war aufgrund der Lizenzbedingungen und des entstehenden Modellierungsaufwandes in dieser Arbeit nicht möglich.

Es kommt deshalb zu Beginn zu relativen Fehlern von etwa 7,7 % beim Wellheaddruck und 5,6 % beim Bottomholedruck. Am Ende des Oktober sind diese Werte auf 1,4 bzw. -0,4 % zurückgegangen.

Temperaturen

Bei den Bottomholetemperaturen zeigt sich ein ähnliches Bild wie bei den Drücken, zu Beginn des Oktober sind die Abweichungen höher (9 %), am Ende sind sie deutlich geringer (-0,5 %). Dies ist auf den Start der Injektion zurückzuführen, da hier das Umgebungsgestein noch nicht aufgeheizt ist und entsprechend den CO₂-Strom stärker kühlt, was im Modell nicht berücksichtigt wurde.

Die simulierten Wellheadtemperaturen liegen sämtlich unter den gemessenen. Dies ist insbesondere bemerkenswert, da diese prinzipiell als Eingangswert in die Simulation eingehen und dementsprechend gut übereinstimmen müssten. Die relativen Fehler liegen bei etwa 4 bis 5 %. Ein ähnliches Verhalten wurde bei anderen Simulationen nicht beobachtet, hier lagen die Temperaturen immer sehr nah am Vorgabewert. In Kapitel 4.1.1.5 wird dieser Effekt näher untersucht.

Injektionsprozess

Betrachtet man die Werte (Druck-Temperaturpaare) für Wellhead und Bottomhole als Punktwolke ergibt sich folgendes Bild (Abb. 4.5):

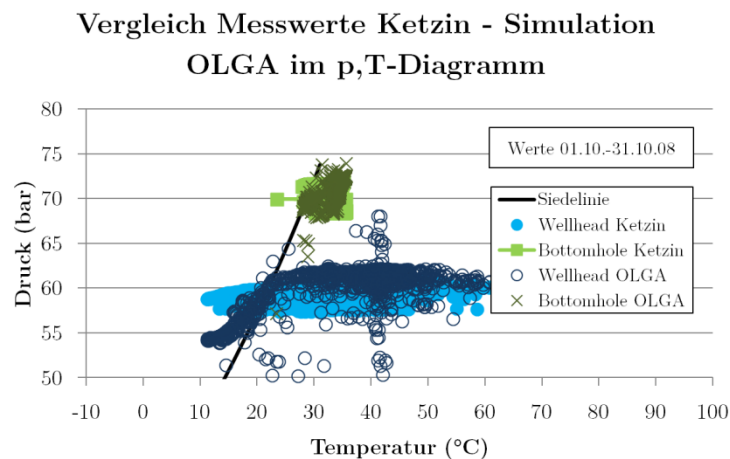


Abb. 4.5 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 10/2008

Es werden sowohl am Wellhead als auch im Bottomhole Zustandspunkte im Flüssigkeits- und im Gasbereich verzeichnet, wobei der Großteil der Werte im Gasbereich liegt. Werte am Wellhead unter 30 °C sind in den meisten Fällen den Injektionsstopps zuzuordnen, wobei es auch kurze Phasen mit verringerter Wellheadtemperatur gibt. Es ist zu erkennen, dass die Werte am Wellhead deutlich breiter streuen als am Bottomhole. Dies gilt sowohl für die Messwerte als auch für die Simulationsergebnisse. Insgesamt zeigen die Simulationsergebnisse eine gute Übereinstimmung mit den Messwerten, wobei es einige Werte gibt, welche weit abseits der zu erwartenden Lage auftreten. Dies sind insbesondere die Werte der numerischen Schwingungen/Zweiphasenströmung, wie ein Ausschnitt der Werte vom 06.10.2008 zeigt (Abb. 4.6):

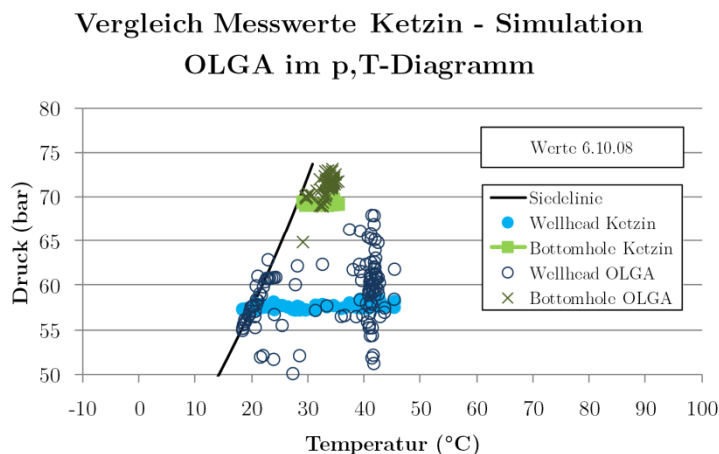


Abb. 4.6 Wellhead- und Bottomholewerte 06.10.2008

Zusammenfassend kann man sagen, dass der Prozess mit ausreichender Genauigkeit wiedergegeben wird, wenn man die Bereiche, in denen OLGA Schwingungen aufweist, ausblendet. Diese Probleme sollten bei einer besseren Messwertgrundlage und mit einer zukünftigen Version von OLGA, welche die Stoffwerte über p,h-Tabellen mit höherer Auflösung generieren soll [194] nicht mehr auftreten.

4.1.1.2 November 2008

Im November 2008 wurde mit einem ähnlichen Massenstromverlauf wie im Oktober 2008 injiziert. Drücke und Temperaturen blieben bis auf die Phasen verringerten Massenstromes konstant. Abbildung Abb. 4.7 zeigt den Verlauf der Messwerte und den Vergleich mit den Simulationsergebnissen.

Massenströme

Beim Vergleich der Massenströme sind nur geringe Abweichungen festzustellen, zumeist zwischen 0,05 und 0,1 % relativer Abweichung. Am 22.11. und am 26.11. kommt es zu zwei Peaks, welche jeweils nach einem Injektionsstopp auftreten. Grund sind numerische Instabilitäten da der Injektionsprozess an dieser Stelle nahe des kritischen Punktes verläuft.

Drücke

Die Drücke werden insgesamt gut wiedergegeben, es kommt zu relativen Fehlern von etwa 2 % beim Wellheaddruck und -0,7 % beim Bottomholedruck.

Temperaturen

Die simulierten Wellheadtemperaturen liegen auch hier sämtlich unter den gemessenen. Die relativen Fehler liegen bei etwa -4 %. Die Bottomholetemperaturen weichen etwa um -2 % ab. Ein möglicher Grund ist eine abweichende Lage der Sensoren an der realen Anlage im Vergleich zum simulierten Modell.

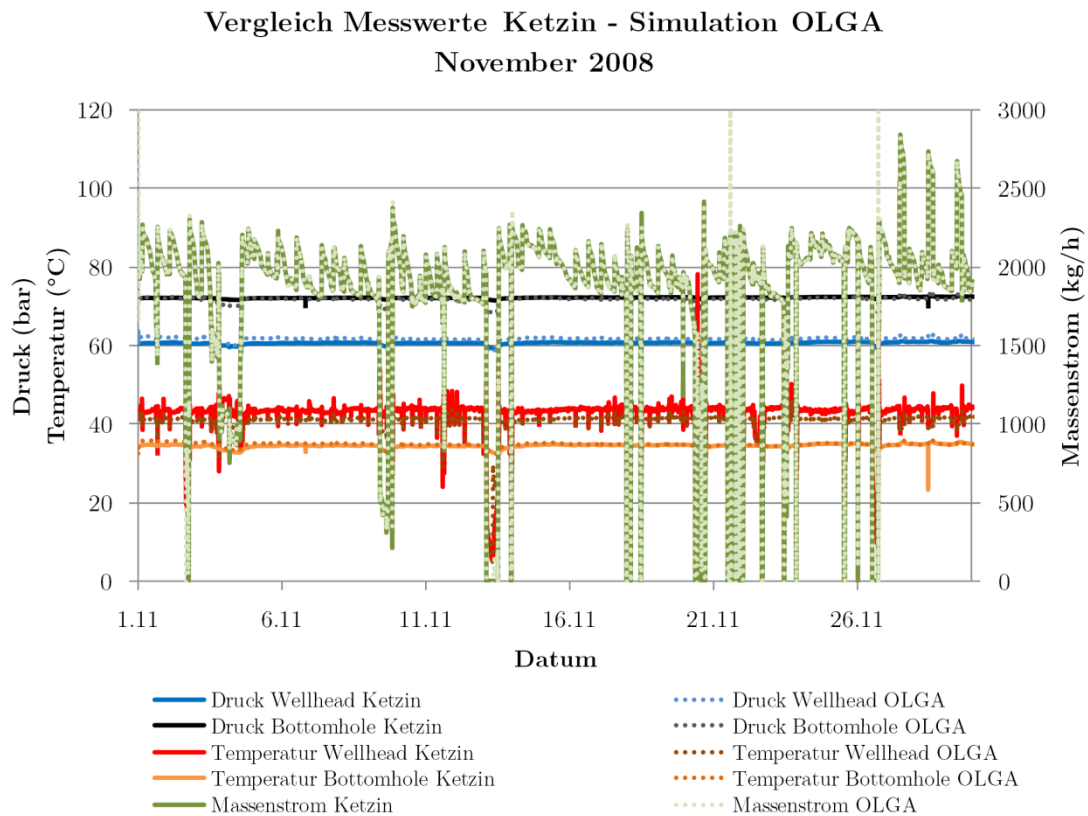


Abb. 4.7 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 11/2008

Injektionsprozess

Die Werte (Druck-Temperaturpaare) für Wellhead und Bottomhole als Punktwolke ergeben ein ähnliches Bild wie im Oktober 2008 (Abb. 4.8):

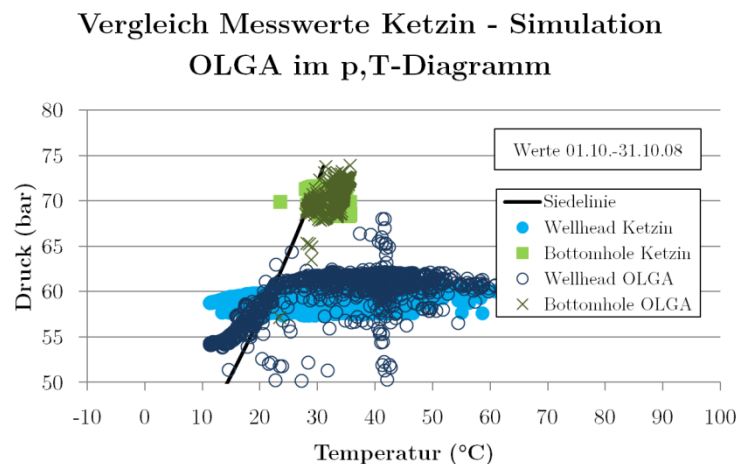


Abb. 4.8 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 11/2008

Es werden sowohl am Wellhead als auch im Bottomhole Zustandspunkte im Flüssigkeits- und im Gasbereich verzeichnet, wobei der Großteil der Werte im Gasbereich liegt. Werte am Wellhead unter 30 °C sind den Injektionsstopps zuzuordnen. Insgesamt ist die Streuung geringer als bei den Werten vom Oktober.

4.1.1.3 Januar 2009

Im Januar 2009 gab es zwei Perioden mit Massenströmen um die 2750 kg/h und eine Periode vom 16.01. bis zum 24.01. mit verringertem Massenstrom um die 1000 kg/h. Drücke und Temperaturen blieben nahezu konstant, wobei in der Periode mit verringertem Massenstrom die Drücke etwas abnahmen, die Temperatur jedoch zeitweise leicht erhöht wurde. Die Injektionsperioden wurden immer wieder von kurzen Injektionsstopps unterbrochen. Abb. 4.9 zeigt den Verlauf der Messwerte und den Vergleich mit den Simulationsergebnissen:

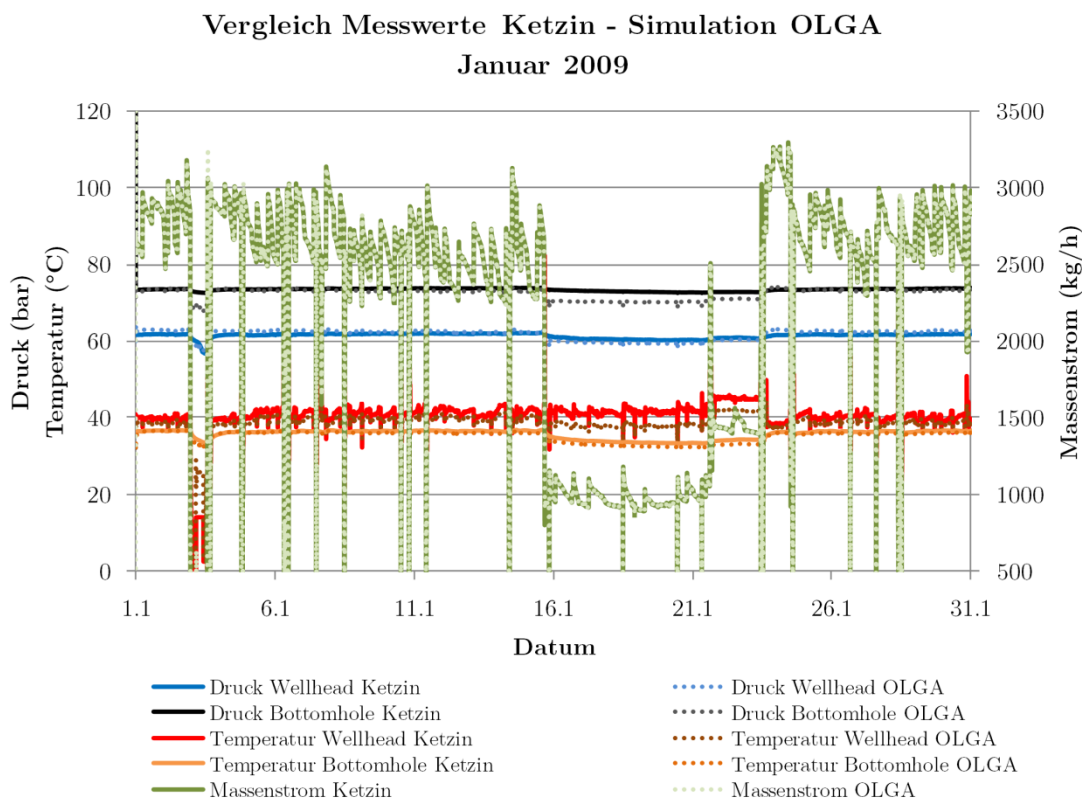


Abb. 4.9 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 01/2009

Massenströme

Beim Vergleich der Massenströme sind nur sehr geringe Abweichungen festzustellen, zumeist zwischen $-0,05$ und $0,05$ % relativer Abweichung.

Drücke

Die Drücke werden insgesamt gut wiedergegeben, es kommt in den Injektionsperioden mit hohem Massenstrom zu relativen Fehlern von etwa 2 % beim Wellheaddruck und $-0,6$ % beim Bottomholedruck.

Der Bottomholedruck wird in den Simulationsergebnissen in der Periode mit verringertem Massenstrom jedoch zu stark abgesenkt. Hier betragen die relativen Abweichungen 4 %. Grund hierfür ist das vereinfachte lineare Modell, welches Druck und Massenstrom direkt proportional miteinander verknüpft. Die Nichtlinearität des Reservoirs führt an dieser Stelle zu Abweichungen, so dass der Druckabfall bei Verringerung des Massenstromes als zu hoch berechnet wird. Hier könnte ebenfalls ein komplexeres Reservoirmodell zur Verbesserung der Ergebnisse führen.

Temperaturen

Die simulierten Wellheadtemperaturen liegen auch hier sämtlich unter den gemessenen. Die relativen Fehler liegen bei etwa $-2,5\%$. Die Bottomholetemperaturen weichen etwa um -1% ab.

Im Zeitraum des verringerten Massenstromes steigt die Abweichung der Wellheadtemperatur auf bis zu 8% an, bei der Bottomholetemperatur sind es bis $2,6\%$.

Injektionsprozess

Die Werte (Druck-Temperaturpaare) für Wellhead und Bottomhole als Punktwolke zeigen noch einmal deutlich die verringerten Werte für die Drücke (Abb. 4.10):

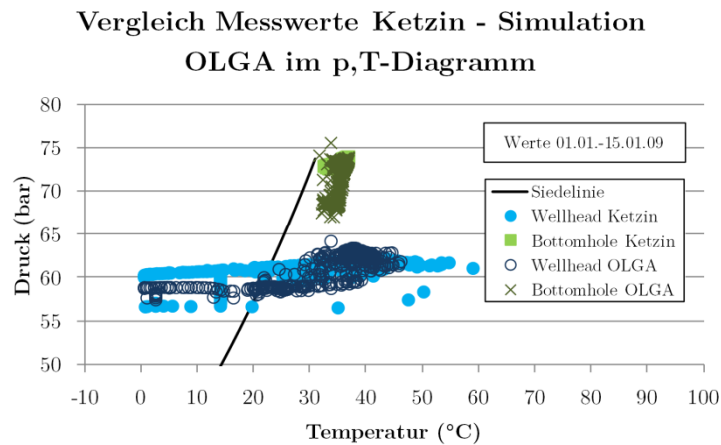


Abb. 4.10 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 01/2009

Es werden sowohl am Wellhead als auch im Bottomhole Zustandpunkte im Flüssigkeits- und im Gasbereich verzeichnet, wobei der Großteil der Werte im Gasbereich liegt. Punkte mit Temperaturen unter 30 °C sind zum Großteil beim Stillstand erfasst worden, hier kommt es offensichtlich zu Kondensationsprozessen.

4.1.1.4 Juni 2009

Im Juni 2009 wurde mit Ausnahme von wenigen Einbrüchen mit einem Massenstrom von etwa 3250 kg/h injiziert. Vom 23.06. bis 26.06. gab es mehrere stärkere Einbrüche in Massenstrom, Druck und Temperatur. Abb. 4.11 zeigt den Verlauf der Messwerte und den Vergleich mit den Simulationsergebnissen:

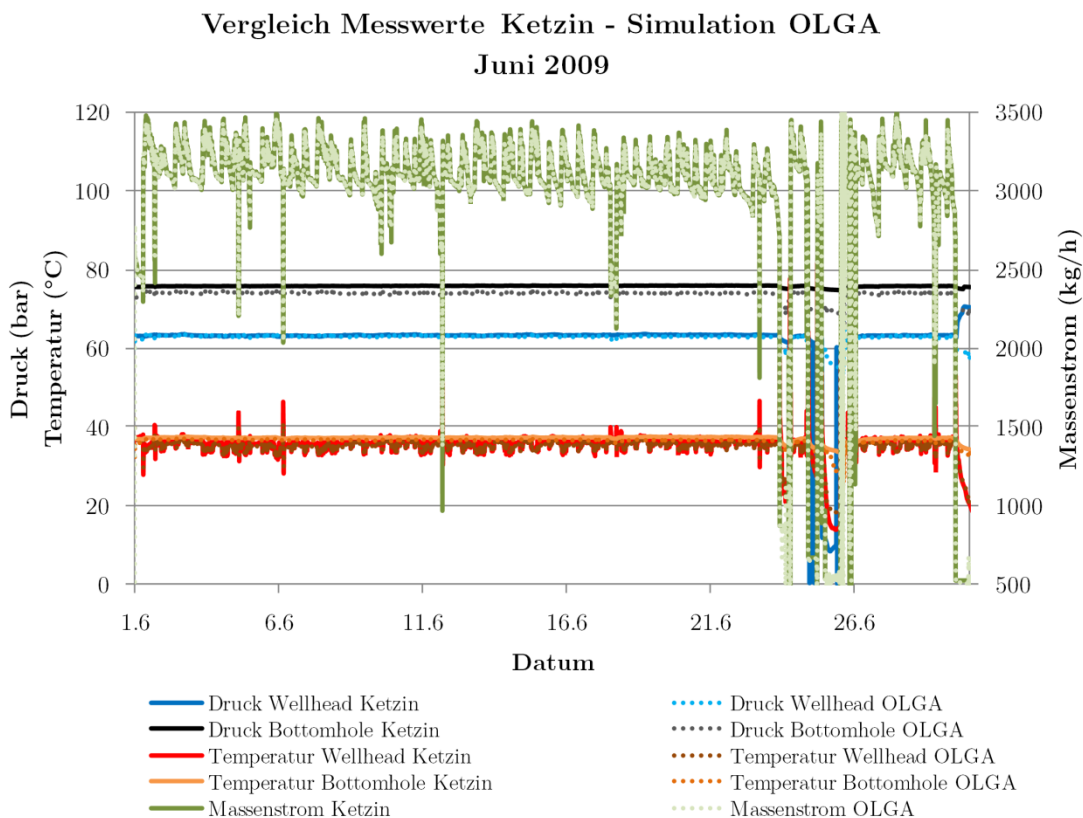


Abb. 4.11 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 06/2009

Massenströme

Beim Vergleich der Massenströme sind nur sehr geringe Abweichungen festzustellen, zumeist zwischen $-0,05$ und $0,05$ % relativer Abweichung. Lediglich im Bereich der extremen Schwankungen um den 25.06. gibt es größere Abweichungen.

Drücke

Die Drücke werden insgesamt gut wiedergegeben, es kommt in den Injektionsperioden mit hohem Massenstrom zu relativen Fehlern von etwa $-0,5$ bis $0,5$ % beim Wellheaddruck und $-2,4$ % beim Bottomholedruck.

Temperaturen

Die simulierten Wellheadtemperaturen liegen auch hier sämtlich unter den gemessenen. Die relativen Fehler liegen bei etwa $-1,7$ %. Die Bottomholetemperaturen weichen etwa um $-1,4$ % ab.

Injektionsprozess

Die Werte (Druck-Temperaturpaare) für Wellhead und Bottomhole als Punktwolke zeigen die relativ starken Schwankungen Ende Juni (Abb. 4.12):

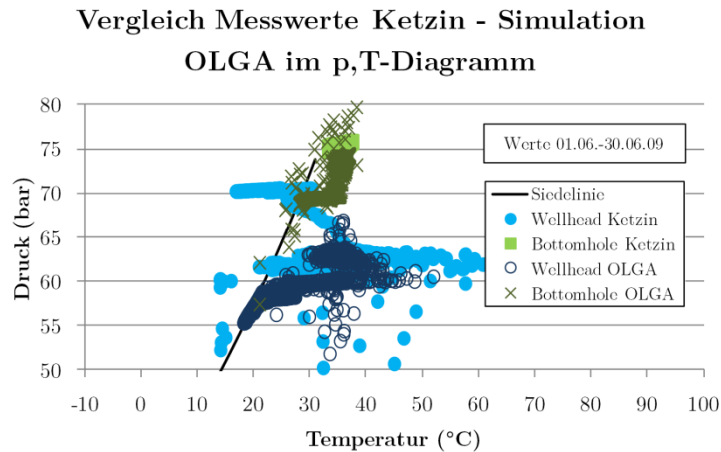


Abb. 4.12 Wellhead- und Bottomholewerte komplett 06/2009

Stellt man dasselbe Diagramm nur mit den Werten bis zum 23.06. dar, ergibt sich ein viel klareres Bild (Abb. 4.13):

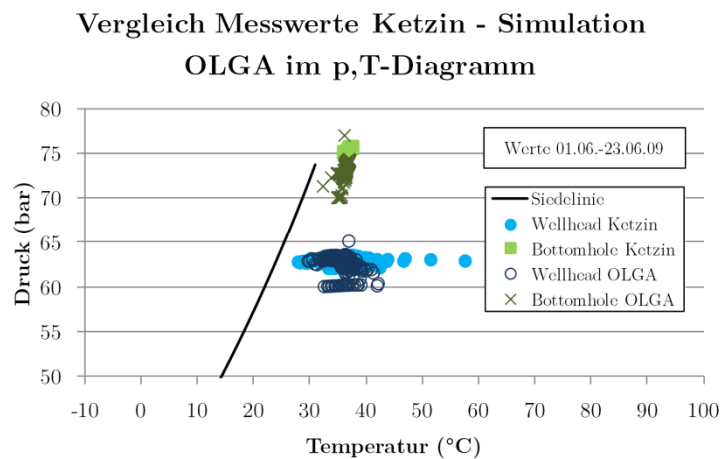


Abb. 4.13 Wellhead- und Bottomholewerte bis zum 23.06.2009

Wie man sieht, treten bei kontinuierlicher Injektion lediglich Werte im Gasbereich auf. Die Messergebnisse und die Simulationen stimmen in diesem Bereich gut überein.

4.1.1.5 Januar 2012

Im Januar 2012 wurde in zwei Perioden mit einem Massenstrom von etwa 1500 kg/h injiziert. Vom 14.01. bis zum 25.01. gab es mehrere Stillstandsperioden, welche nur durch kurze Injektionen mit geringen Massenströmen unterbrochen wurden. Um den 15.01. kam es zu vermehrten fehlerhaften Messungen der Temperatur. Diese Werte wurden nicht in die Simulation übernommen, sondern jeweils der letzte normale Messwert. Abb. 4.14 zeigt den Verlauf der Messwerte und den Vergleich mit den Simulationsergebnissen:

Vergleich Messwerte Ketzin - Simulation OLGA
Januar 2012

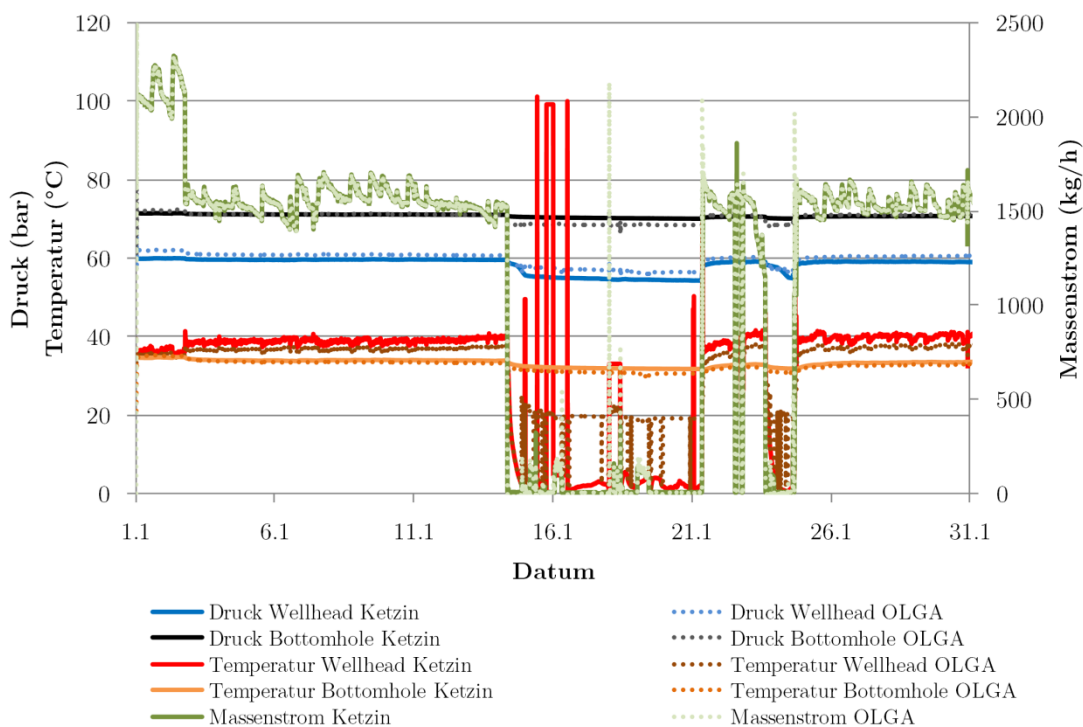


Abb. 4.14 Vergleich der Messwerte Ketzin mit den Simulationsergebnissen OLGA 01/2012

Massenströme

Beim Vergleich der Massenströme sind nur geringe Abweichungen festzustellen, zumeist zwischen etwa -0,1 und 0,1 % relativer Abweichung. Lediglich im Bereich des Injektionsstopps gibt es größere Abweichungen und zwei Peaks in den Simulationswerten.

Drücke

Die Drücke werden insgesamt mäßig gut wiedergegeben, es kommt zu relativen Fehlern von etwa 3,3 % beim Wellheaddruck und etwa 1 % beim Bottomholedruck. Während der Periode mit Injektionsstopp wird der Druckabfall am Bottomhole zu stark berechnet (-2,2%) und der Wellheaddruck zu hoch berechnet (4 %). Ein Grund hierfür ist die falsche Messung der Wellheadtemperatur, welche außerhalb der Injektionsbohrung vorgenommen wird und entsprechend von der niedrigen Umgebungstemperatur im Januar beeinflusst wird. Dies wirkt sich auch auf die in OLGA simulierte Wellheadtemperatur aus, welche zusammen mit den niedrigen oder nicht vorhandenen Massenströmen zu fehlerhaften Berechnungen der Fluidichte im Brunnen führt.

Temperaturen

Die simulierten Wellheadtemperaturen liegen auch hier sämtlich unter den gemessenen. Die relativen Fehler liegen bei etwa -2,4 %. Die Bottomholetemperaturen weichen etwa um 0,8 % bis -2 % ab. Beim Injektionsstopp kommt es zu deutlich größeren Abweichungen der Wellheadtemperatur. Während 3 °C gemessen wurden, gibt die Simulation teilweise Werte um 19 °C aus, teilweise werden aber

auch Temperaturen nahe 3 °C berechnet. Eine genauere Analyse zeigt, dass bei diesen Werten die Siedetemperatur von CO₂ beim jeweiligen Druck ausgegeben wird statt der Eintrittstemperatur. Folgendes Diagramm zeigt einen Ausschnitt aus dem Vergleich (Abb. 4.15):

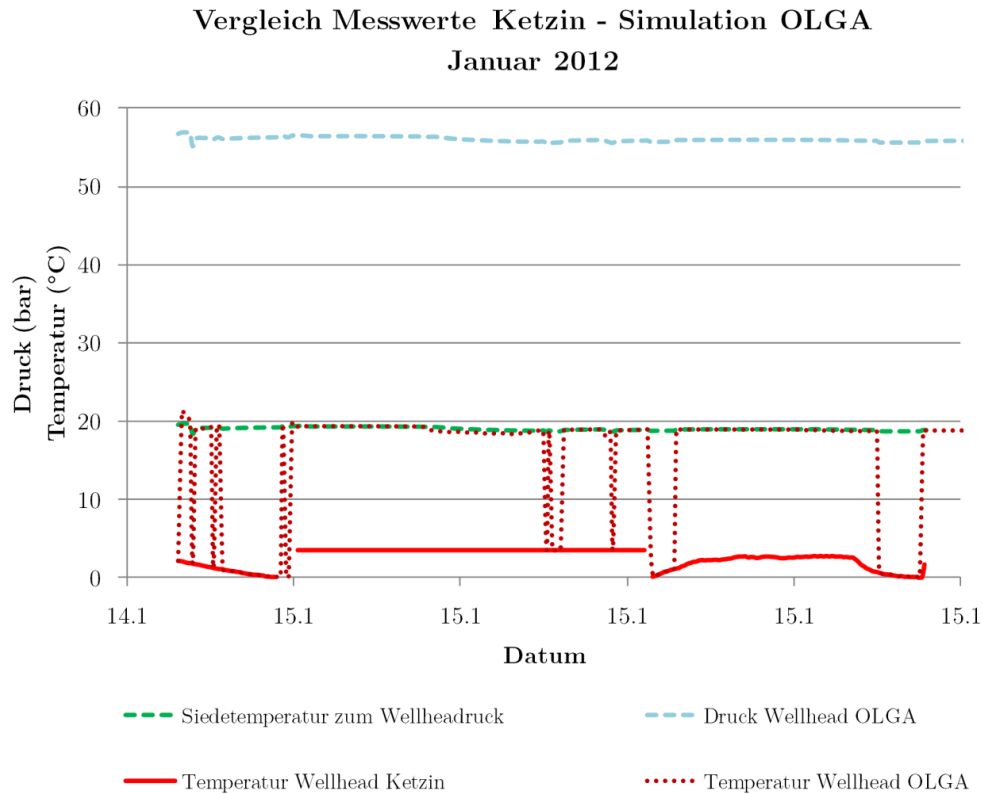


Abb. 4.15 Detail Simulationsergebnisse/Berechnung der Siedetemperatur (Lücken in den Messwerten enthielten fehlerhafte Werte)

Wie man erkennen kann, sprang die Simulation immer zwischen der Vorgabetemperatur und der Siedetemperatur hin und her.

Eine mögliche Erklärung für das Phänomen liegt in der Anordnung des Temperatursensors am Wellhead. Dieser misst die Fluidtemperatur einige Meter vor Eintritt des Fluids in den Brunnen [222]. Die Werte deuten darauf hin, dass dieser Sensor bei geringen Massenströmen stark von der Umgebungstemperatur beeinflusst wird (Werte um 3 °C im Januar 2012). Aufgrund der geringen Massenströme ist es wahrscheinlich, dass die Temperatur des Fluids am Eintritt in den Injektionsbrunnen (und ins Modell in OLGA) eine andere ist als die gemessene, da hier bereits Wärme übertragen wurde.

Es ist nicht auszuschließen, dass die von OLGA ausgewiesene Temperatur am Eintritt des Wellheads tatsächlich die Temperatur nach Berechnung der Entspannungsverdampfung (Flash) unter Einbeziehung der angrenzenden SECTION des Injektionsbrunnens darstellt. Dies würde erklären, weshalb die Siedetemperatur beim Wellheaddruck ausgegeben wird. Bei den niedrigen Eintrittsparametern am Wellhead (58 bar, unter 30 °C) kommt es mit hoher Wahrscheinlichkeit zur Kondensation im Brunnen, welche von OLGA auch so simuliert wird. Da diese Prozesse in einem senkrechten Brunnen sehr stark vom Massenaustausch über die einzelnen Abschnitte des Brunnens abhängen (fallende kondensierte Tropfen, steigendes verdampftes Gas), sind hier höhere Fehler zu erwarten.

Untersuchungen zum Druck- und Temperaturverlauf im Injektionsbrunnen [227] zeigen ebenfalls, dass es beim Stillstand zur Ausbildung einer Zweiphasenströmung (oder -schichtung) kommt sowie die hohen Einflüsse der Umgebungstemperatur auf den ersten zehn Metern des Injektionsbrunnens.

Injektionsprozess

Die Werte bis zur Mitte des Januar 2012 liegen eng beieinander im Gasbereich (Abb. 4.16):

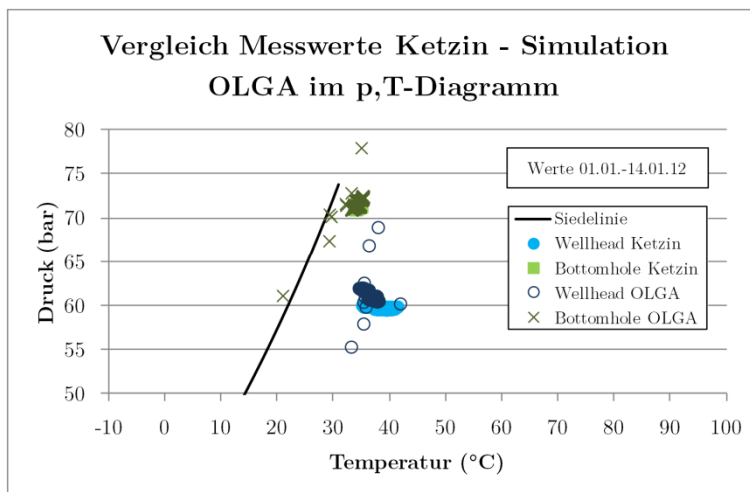


Abb. 4.16 Wellhead- und Bottomholewerte 01.–14. Januar 2012

Durch die langen Stillstandszeiten ab Mitte Januar ergeben sich für die zweite Januarhälfte ähnlich verstreute Werte, wie bereits in den anderen Monaten erläutert. auf eine Darstellung wird an dieser Stelle verzichtet.

4.1.1.6 Zusammenfassung, Bewertung

Beim Vergleich der Simulation der Injektion der Pilotanlage Ketzin mit den Messwerten konnten gute Ergebnisse erzielt werden. Alle grundlegenden Prozesse werden qualitativ gut bis sehr gut abgebildet, die meisten Ergebnisse liegen in einem engen Fehlerband. So werden insbesondere die Druck- und Temperaturverläufe beim normalen Injektionsbetrieb von der Simulation gut getroffen.

Da alle Fälle mit demselben Modell in OLGA gerechnet wurden und lediglich die Eingangsbedingungen Massenstrom und Temperatur für die einzelnen Monate angepasst wurden, kann man das Modell als geeignet bezeichnen. Vor dem Hintergrund des sehr einfachen linearen Reservoirmodells sind auch die leicht erhöhten relativen Abweichungen der Drücke bei Perioden mit geringeren Massenströmen akzeptabel.

Für die Modelle der Injektion im CCS-System Jämschwalde-Sleipner wird ein ähnliches Verhalten erwartet, wobei aufgrund der anderen Injektionsstrategie (Injektion von überkritischem statt gasförmigem CO₂) und der anderen Reservoirdrücke und -temperaturen (weitab vom kritischen Punkt) eine insgesamt stabilere Simulation zu erwarten ist.

Numerische Probleme sind durch deutliche Peaks oder Schwingungen erkennbar, so dass man diese Bereiche bei der Auswertung leicht erkennen kann und entsprechend Simulationen wiederholen, Modelle anpassen bzw. die entsprechenden Bereiche ignorieren kann.

Die durchweg niedrigeren Temperaturen am Wellhead konnten abschließend nicht vollständig erklärt werden. Diese Besonderheit trat nur im Modell der Anlage in Ketzin auf, alle anderen Simulationen zeigten Abweichungen im Bereich von deutlich unter 1 % im Vergleich der Vorgabetemperaturen.

Die Simulation von Prozessen in der Injektionsanlage in Ketzin, die nahe der Phasengrenze verlaufen, gestaltet sich schwierig, da die Prozesse insbesondere bei kleinen Wellheadtemperaturen und niedrigen Massenströmen auftreten. Die ablaufenden Verdampfungs- und Kondensationsprozesse werden durch diese Bedingungen von der natürlichen Konvektion dominiert, die ein 1-D-Modell (wie es in OLGA umgesetzt ist) nur mit verringerter Genauigkeit wiedergeben kann. Hinzu kommt das grobe Raster der Interpolationstabelle, welches eine detailliertere Untersuchung der Prozesse verhindert. Ganz allgemein werden so auch Zweiphasenströmungen angezeigt, wobei aufgrund der numerischen Instabilitäten eine genauere Untersuchung angezeigt ist, um zu klären, ob es sich im Einzelfall um eine physikalisch begründete Zweiphasenströmung handelt.

4.1.2 Ergebnisse Canyon-Reef-Carrier-Pipeline

Die Simulation der beiden Lastfälle verlief problemlos und ohne Änderungen an den Standardeinstellungen von OLGA. Dies war aufgrund des einfach aufgebauten Modells und den statischen Lastfällen zu erwarten.

4.1.2.1 Ergebnisse Fall 1 und Fall 2

Abb. 4.17 und Abb. 4.18 stellen die Simulationsergebnisse (Linien) und die vorliegenden Messwerte (Punkte) der zwei Fälle dar:

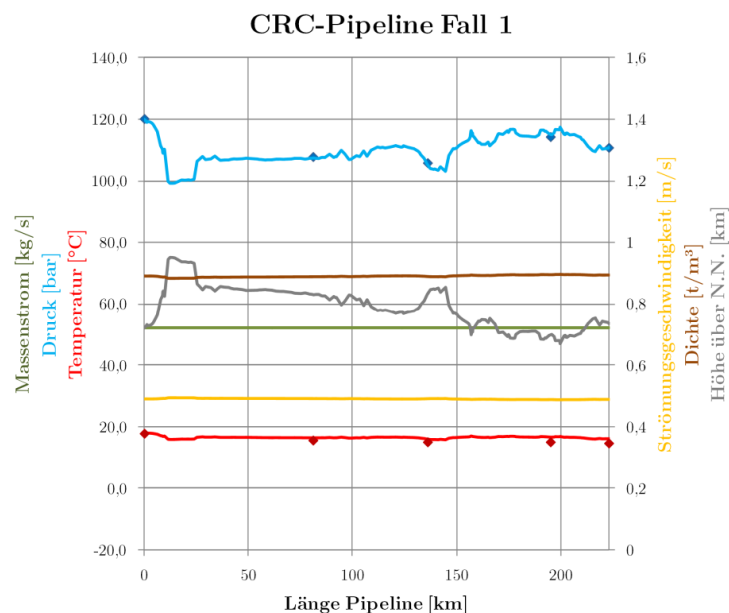


Abb. 4.17 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 1. Messwerte als Punkte eingetragen.

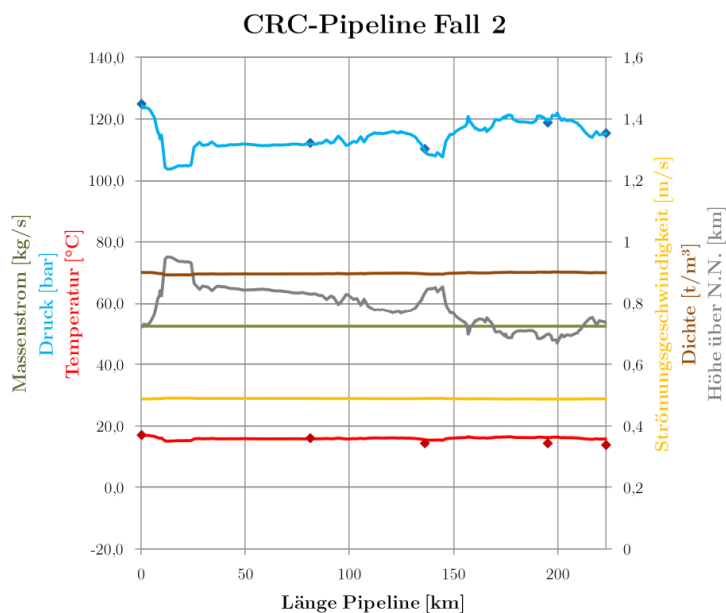


Abb. 4.18 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 2. Messwerte sind Punkte eingetragen.

Gut zu erkennen ist der starke Einfluss des Höhenprofils auf den CO₂-Druck in der Leitung. Der Vergleich mit den Messwerten zeigt, dass die Drücke von Simulation und Messwert gut übereinstimmen, während die Temperaturen der Simulation etwas höher sind als die gemessenen.

4.1.2.2 Änderung der Randbedingungen

Da beide Fälle mit derselben, konstanten Umgebungstemperatur simuliert wurden, wurde darin die Ursache für die Abweichungen vermutet. Aufgrund der Länge der Pipeline und der geringen Eingangstemperatur ist anzunehmen, dass sich die Fluidtemperatur auf der Strecke an die Umgebungstemperatur angleicht. Die Simulationen wurden daher mit der gemessenen Austrittstemperatur als Umgebungstemperatur wiederholt (Szenarien Fall 1T und Fall 2T). Abb. 4.19 und Abb. 4.20 zeigen die Pipelineprofile mit den geänderten Randbedingungen:

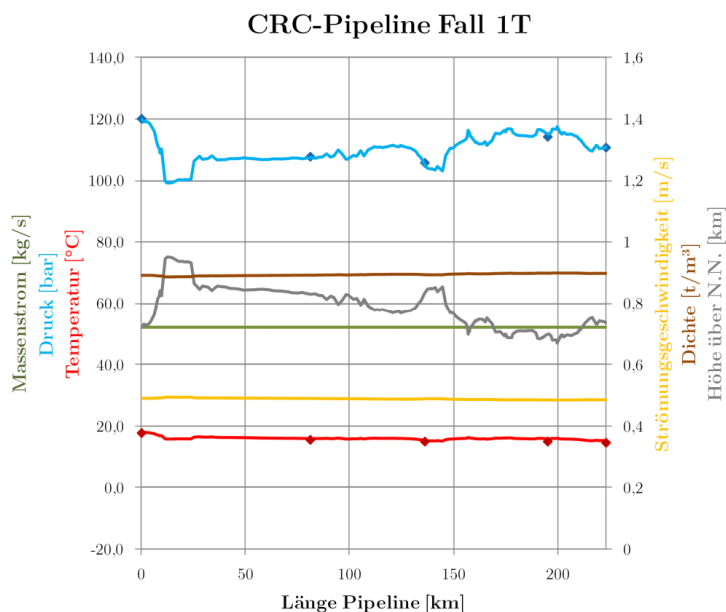


Abb. 4.19 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 1T. Messwerte als Punkte eingetragen.

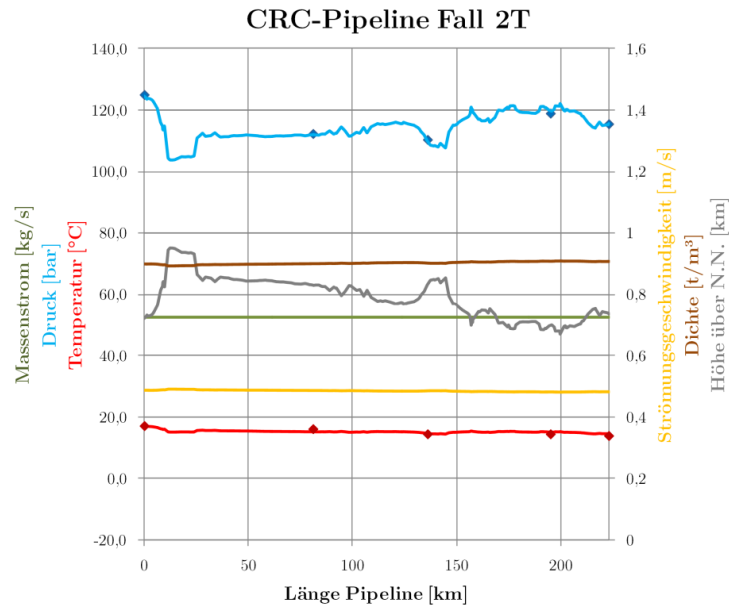


Abb. 4.20 Statisches Profil CRC-Pipeline Fall 2T. Messwerte als Punkte eingetragen.

Die folgenden Tabellen zeigen den Vergleich der Messwerte mit den Ergebnissen von OLGA.

Wie man erkennen kann, sind die Abweichungen insgesamt gering. Beim Druck beträgt die maximale Abweichung etwa 0,809 bar beim Wert von Pumpe 21 im Fall 2. Bei der Temperatur liegt die größte Abweichung mit 1,95 °C beim Wert des Austritts im Fall 2. Durch die Anpassung der Umgebungstemperatur in der Simulation konnten dieser Wert noch verringert werden.

Tab. 4.1: Auswertung Simulation (Druck) CRC-Pipeline (Vorgabewerte in OLGA sind fett dargestellt)

Messung	Vergleichs-punkt	Strecke	Druck	Druck OLGA	Druck OLGA Fall T	Diff. Druck	Diff. Druck Fall T	Einheit
Fall 1	Wert am Eintritt	0	120,24	119,93	119,87	-0,314	-0,379	bar
Fall 1	Wert bei Pumpe 15	81	107,90	107,34	107,29	-0,559	-0,613	bar
Fall 1	Wert bei Pumpe 18	136	105,90	105,33	105,28	-0,577	-0,628	bar
Fall 1	Wert bei Pumpe 21	195	114,38	115,02	115,03	0,636	0,648	bar
Fall 1	Wert am Austritt	223	110,87	110,84	110,84	-0,032	-0,032	bar
Fall 2	Wert am Eintritt	0	125,07	124,70	124,59	-0,371	-0,484	bar
Fall 2	Wert bei Pumpe 15	81	112,38	112,01	111,91	-0,378	-0,471	bar
Fall 2	Wert bei Pumpe 18	136	110,45	109,98	109,89	-0,473	-0,561	bar
Fall 2	Wert bei Pumpe 21	195	119,00	119,81	119,83	0,809	0,831	bar
Fall 2	Wert am Austritt	223	115,56	115,52	115,52	-0,032	-0,032	bar

Tab. 4.2: Auswertung Simulation (Temperatur) CRC-Pipeline (Vorgabewerte in OLGA sind fett dargestellt)

Messung	Vergleichs-punkt	Strecke	Temp.	Temp. OLGA	Temp. OLGA Fall T	Diff. Temp.	Diff. Temp. Fall T	Einheit
Fall 1	Wert am Eintritt	0	17,78	17,80	17,80	0,019	0,018	°C
Fall 1	Wert bei Pumpe 15	81	15,56	16,23	15,78	0,678	0,226	°C
Fall 1	Wert bei Pumpe 18	136	15,00	15,81	15,19	0,811	0,188	°C
Fall 1	Wert bei Pumpe 21	195	15,00	16,43	15,67	1,428	0,669	°C
Fall 1	Wert am Austritt	223	14,61	15,95	15,16	1,336	0,548	°C
Fall 2	Wert am Eintritt	0	17,11	17,10	17,10	-0,014	-0,015	°C
Fall 2	Wert bei Pumpe 15	81	16,11	15,89	15,08	-0,225	-1,028	°C
Fall 2	Wert bei Pumpe 18	136	14,44	15,59	14,48	1,148	0,035	°C
Fall 2	Wert bei Pumpe 21	195	14,44	16,29	14,95	1,846	0,506	°C
Fall 2	Wert am Austritt	223	13,89	15,83	14,43	1,945	0,544	°C

Die verbleibenden Abweichungen zu den Messwerten können durch folgende Fehlerquellen erklärt werden:

- die Eigenschaften des Erdreichs wurden nicht ausreichend spezifiziert, es wird mit konstanten Werten gerechnet,
- die Umgebungstemperatur wird als konstant für die gesamte Strecke angenommen,
- die räumliche Lage der Pumpstationen wurde einer einfachen Karte entnommen, hier können Abweichungen bei der Streckenlänge auftreten,
- es wurde mit konstantem Innendurchmesser gerechnet, tatsächlich haben 2 % der Rohre einen etwas geringeren Innendurchmesser,
- es wird keine Aussage zum zeitlichen Verlauf der Strömung vor Aufnahme der Messpunkte gemacht, es könnte in einem transienten Strömungsvorgang gemessen worden sein,
- die eigentliche Strömung enthielt etwa 0,5 % Verunreinigungen, welche sich (in geringem Maße) auf die Fluideigenschaften auswirken.

4.1.2.3 Zusammenfassung, Bewertung

Insgesamt können die erzielten Simulationsergebnisse als ausreichend genau bezeichnet werden. Die wesentlichen thermischen und hydromechanischen Abläufe werden korrekt nachgebildet und insbesondere die absoluten Abweichungen der für Eintrittsdruck und Austrittstemperatur in OLGA beim Vergleich mit den Messwerten sind tolerierbar. Ähnliche Ergebnisse werden auch für andere Pipelinemodelle in OLGA erwartet.

4.1.3 Zusammenfassung Validierung

Insgesamt kann die Validierung der untersuchten Teilmodelle Ketzin und CRC-Pipeline als erfolgreich beschrieben werden. Die Simulationen stimmen für den hier genutzten Anwendungsfall mit ausreichender Genauigkeit mit den zugrunde liegenden Messwerten überein und es wurden im Großteil der simulierten Szenarien keine unphysikalischen Ergebnisse ausgegeben. Eine Übertragung der

grundsätzlichen Validierungsergebnisse auf die Simulation der beiden Systeme Jänschwalde-Rotterdam und Jänschwalde-Sleipner wird daher als gut möglich erachtet.

Eine Simulation derart komplexer Systeme kann ohne den Einsatz von Stützstellen in Form von Messwerten und eine eingehenden Modellkalibrierung, möglichst mit Daten von anderen, ähnlichen Pipelines, keine höhere Genauigkeit erreichen.

Das beobachtete Verhalten des Speichers ist insbesondere auf die vereinfachten Annahmen bezüglich der Druckabhängigkeit zurückzuführen. Es sind vor allem in Stillstandsperioden größere Abweichungen des simulierten Druckes im Injektionsbrunnen zu erwarten, da die Erhöhung des Reservoirdrucks durch die Einströmung und die Rückströmung von CO₂ und/oder Formationsfluid aus dem Reservoir in den Modellen nur unzureichend genau wiedergegeben werden. Diese Vereinfachungen sind jedoch gewollt, da der Schwerpunkt der Untersuchungen den Rohrleitungstransport umfassen sollte.

Eine Koppelung von OLGA mit komplexeren Modulen (ROCX) oder externen Programmen zur Reservoirmodellierung (SENSOR, ECLIPSE u. A.) ist möglich und bei einer eingehenderen Untersuchung des Injektionsbrunnens angezeigt. Aufgrund des Umfangs der Modellierungsarbeiten und der deutlich erhöhten Simulationsdauern wurde in dieser Arbeit darauf verzichtet.

Kommt es zur Zweiphasenströmung, wird diese von OLGA detektiert, die Simulationsergebnisse sind jedoch kritisch zu prüfen und ggf. mit erhöhter Genauigkeit in Geometrie und Zeitschritten zu wiederholen.

Nachfolgende Liste soll verdeutlichen, welche Bereiche und Ergebnisse der Simulationen in dieser Arbeit nur unter Vorbehalt als richtig im Sinne von korrekter quantitativer Nachbildung der Realität gewertet werden können:

- Massenstromabhängige Schwankungen der Eintrittsbedingungen (insbesondere der Temperaturen) in die Pipeline werden nicht berücksichtigt.
- Die "Regelung" des Eintrittsdruckes erfolgt optimal, ohne Verzögerung und Überschwingen.
- Die Injektivität des Reservoirs ist zeitlich konstant und rein druck-/massenstromabhängig.
- Stillstandsprozesse im Injektionsbrunnen führen zu ungenauen Ergebnissen und ggf. zu numerischen Schwingungen.
- Lokale Abweichungen in Geometrie (bspw. Unterführungen, Ventile) und Temperaturbedingungen (Querung nasser Erdbodenabschnitte, lokale Abweichungen im geothermalen Gradienten) werden nicht berücksichtigt.
- Schnelle transiente Vorgänge wie ein Reißen der Pipeline oder schnelle Ausströmvorgänge können nur mit verminderter Genauigkeit wiedergegeben werden.
- Insbesondere Entleerungs- oder Befüllvorgänge sind stark abhängig von der modellierten Art der Entspannung (isotherm/isentrop) und der Behandlung des Siedeverhaltens.
- Die Bildung von Trockeneis bei Ausströmvorgängen mit hohen Druckunterschieden wird nicht ausreichend beschrieben.
- Aufgrund der begrenzten Anzahl von p,T-Stützstellen in der Interpolationstabelle für die Fluideigenschaften werden insbesondere Vorgänge nahe der Siedelinie und des kritischen Punktes mit verringerter Genauigkeit wiedergegeben. Da während der iterativen Simulation auch Werte weit ab vom eigentlichen Prozessverlauf berechnet werden, brächte es nichts, die minimalen und maximalen Tabellenwerte an den Prozess anzupassen, da die Simulation dann sehr oft mit Fehler abgebrochen wurde.

4.2 Geschwindigkeit, Stabilität und Genauigkeit

An dieser Stelle soll eine generelle Zusammenfassung der bei den Simulationen beobachteten Effekte erfolgen:

- Die Komplexität des Modells hat wesentlichen Einfluss auf die Simulationsdauer: zwischen den beiden Modellen Jänschwalde-Rotterdam und Jänschwalde-Sleipner besteht ein Unterschied von etwa einer Größenordnung in der Simulationsdauer.
- Der Steady-State-Preprocessor beschleunigt den Start der Simulation wesentlich.
- Im Auslegungszustand gibt es bei beiden Modellen kaum Probleme mit Simulationsabbrüchen.
- Niedrige Massenströme oder Stillstand führen zu einer deutlichen Erhöhung der Simulationsdauer und Problemen bei der Stabilität.
- Insbesondere die Erhöhung des Massenstromes nach einem Stillstand führt zu einem Anstieg der Simulationsdauer.
- Finden Teile des Prozesses in der Nähe des kritischen Punktes statt, kommt es zu Problemen bei der Stabilität.
- Wird im Prozesses die Siedelinie überschritten, kommt es zu Problemen bei der Stabilität und zu einer deutlichen Erhöhung der Simulationsdauer.
- Werden bei einer Simulation Werte rechts oder links der Siedelinie erreicht, muss zur Auswertung jeweils der richtige Werte für Gas oder Flüssigkeit ausgewählt werden (über den Wert HOL - Anteil Flüssigkeit), es gibt keine Variable für die durchschnittliche Dichte eines Abschnitts. Der jeweils andere Wert gibt unter Umständen falsche Werte aus (beobachtet bei der Dichte ROG und der Strömungsgeschwindigkeit UG). Oberhalb des kritischen Punktes (Verlängerung der Siedelinie) können diese Probleme ebenfalls auftreten.
- Beim Übergang vom überkritischen zum flüssigen Zustand kommt es kurz zu einigen unplausiblen Werten, Grund ist die Zuordnung des aktuellen Zustandspunktes zu einer Phase (Gas oder Flüssigkeit). Während im überkritischen Gebiet alle Zustandspunkte der Gasphase zugeordnet werden, erfolgt beim Übergang z. B. ins Flüssigkeitsgebiet die Zuordnung zur Flüssigkeit. Da beide Phasen in der Interpolationstabelle leicht andere Stoffwerte für denselben Zustandspunkt ausgeben und der Übergang nicht scharf verläuft, kommt es in einigen Fällen zur Ausgabe falscher Werte. In den Diagrammen wurden diese Werte jeweils durch die Werte der richtigen Phase ersetzt, so dass alle Verläufe glatt erscheinen.

4.3 Ergebnisse der statischen Randbedingungen

Die Ergebnisse der statischen Lastgänge dienen zur Überprüfung der Auslegung und zum allgemeinen Prozessverständnis.

4.3.1 Ergebnisse statische Lastgänge

Die Variation der Eingangsmassenströme soll die generelle Eignung der Pipeline für hoch variable Lastgänge aufzeigen. Der CO₂-Strom sollte für alle typischen Massenströme ein stabiles Strömungsbild aufweisen. Dazu zählt insbesondere der durchgehend einphasige Zustand des CO₂ zur Verhinderung von Druckschwingungen. Eine zweiphasige Strömung ist zwar per se nicht unmöglich zu handhaben, stellt aber aufgrund der möglichen Kondensationsschläge eine potentielle Gefahr für die Rohrleitung dar (schlagartige Kondensation großer Mengen CO₂, mit der Folge einer hohen lokalen Dichte- und damit Druckänderung, was zu Schwingungen der Rohrleitung, in schwerwiegenden Fällen zum Verbiegen, zum Beulen oder zum Bruch der Leitung führen kann).

Abb. 4.21 zeigt den statischen Lastgang für verschiedene Lasten für die Pipeline von Jänschwalde bis Sleipner. Dazu wurde zunächst eine Simulation über 48 Tage mit konstanten Eintrittsbedingungen durchgeführt. Nach dieser Dauer waren alle Werte entlang der Strecke nahezu konstant, d. h. eine Änderung der Werte fand nur noch im Bereich unter etwa 0,1 %/d statt. Eine komplette Darstellung der einzelnen Lastfälle findet sich in Anhang XI.

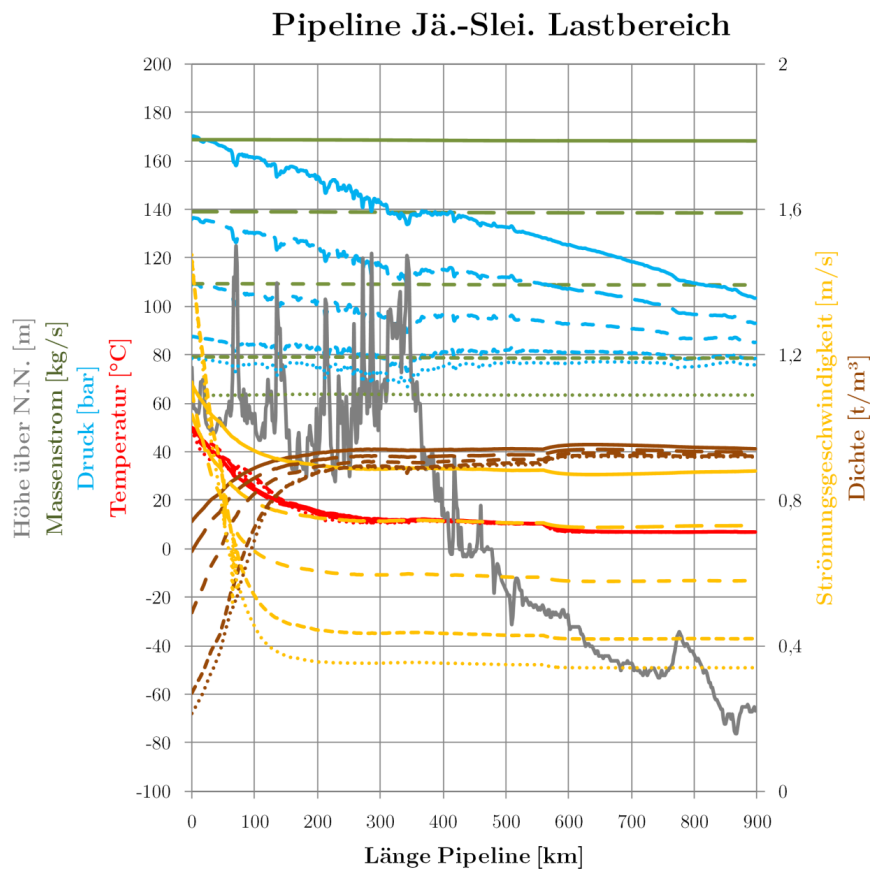


Abb. 4.21 Statisches Profil der Pipeline im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: mittlere Striche, 40 %: kurze Striche, 30 %: Punkte)

Wie man erkennen kann, besteht der wesentliche Unterschied über den Lastbereich im Druckprofil der Pipeline. Während bei Volllast etwa 170 bar am Eintritt der Pipeline herrschen müssen, um die Druckverluste zu überwinden, sinkt der notwendige Druck bei 30 % der Last auf knapp unter 80 bar.

Die Temperatur sinkt im Streckenverlauf relativ schnell ab, nach etwa 150 km beträgt sie unter 20 °C. Im weiteren Verlauf erreicht sie jeweils die Umgebungstemperatur des Erdbodens bzw. Meeresgrunds. Dabei bestehen zwischen den verschiedenen Lastfällen nur sehr geringfügige Unterschiede.

Die Dichte variiert mit der Last nur in geringem Maße, die Strömungsgeschwindigkeit hängt dementsprechend hauptsächlich vom Massenstrom ab. Unter Volllast beträgt die Strömungsgeschwindigkeit etwa 0,87 m/s. Das heißt, ein CO₂-Molekül, welches durch die Pipeline strömt, braucht fast zwölf Tage, bis es die Pipeline voll durchquert hat.

Der Prozessverlauf im Injektionsbrunnen, zeigt folgendes Bild (Abb. 4.22):

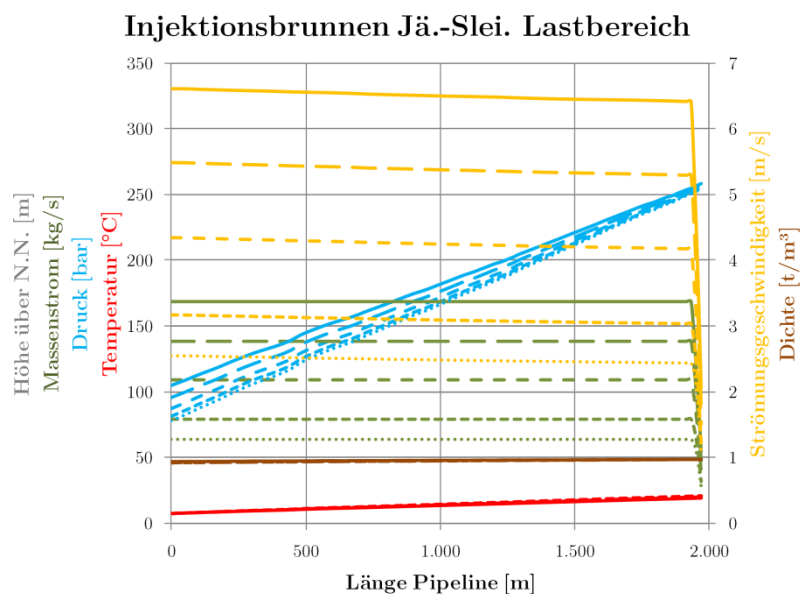


Abb. 4.22 Statisches Profil des Injektionsbrunnens im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: kurze Striche, 40 %: Punkte)

Die Lastfälle unterscheiden sich im Wesentlichen durch den Eintrittsdruck am Brunnenkopf, der notwendig ist, um die Reibungsdruckverluste im Injektionsbrunnen zu überwinden.

Trägt man den kompletten Verlauf des Transportprozesses in ein p,-T-Diagramm ein, ergibt sich folgendes Bild (Abb. 4.23):

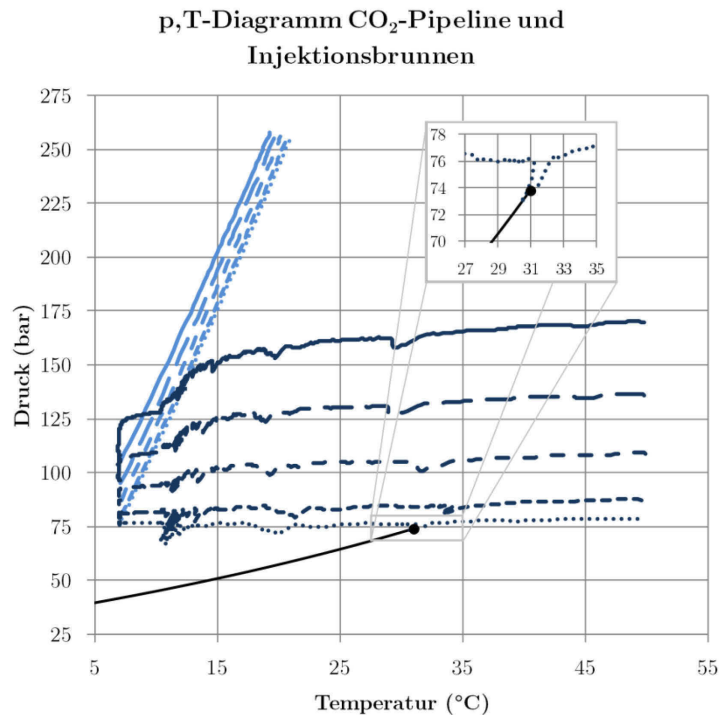


Abb. 4.23 p,T-Diagramm Pipeline (dunkel) und Brunnen (hell) im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: mittlere Striche; 40 %: kurze Striche; 30 %: Punkte)

Die durchgehende Linie stellt den Verlauf im Auslegungspunkt (100 %) dar. Der Eintritt in die Pipeline ist rechts oben, der Austritt links unten zu finden, von dort an ist der Verlauf im Injektionsbrunnen nach oben in hellblau dargestellt. Gestrichelt dargestellt von oben nach unten sind 80 %, 60 %, 40 % und 30 % Last.

Wie man erkennen kann, liegen nicht alle Verläufe deutlich über dem kritischen Punkt. Bei 30 % Last verläuft der Prozess sehr nahe am kritischen Punkt und schneidet an einer Stelle die Phasengrenze. Es kann jedoch nicht gesagt werden, ob dieser Verlauf physikalisch begründet ist, oder ob es sich um eine numerische Ungenauigkeit bei der Berechnung der Stoffwerte im Bereich des kritischen Punktes handelt. Im Betrieb wäre hier ggf. mit einer Androsselung am Pipelineende der mittlere Pipelinedruck zu heben, um bei geringen Lasten eine Zweiphasenströmung zu vermeiden.

Trägt man alle verfügbaren Druck-Massenstrom-Kombinationen in ein Diagramm ein, erhält man die Anlagenkennlinie der Pipeline (siehe Abb. 4.24). Der Wert bei 0 kg/s Massenstrom wurde durch Simulation über 72 h mit fallendem Massenstrom bis auf 0 kg/s ermittelt (gewählt wurde der geringste Druck am Austritt der Pipeline). Er entspricht dem Austrittsdruck abzüglich des Druckgewinns durch den statischen Druck des CO₂ in der abfallenden Rohrleitung. Es werden etwa 8 bar durch den Höhenunterschied zwischen Ein- und Austritt gewonnen.

Anlagenkennlinie Pipeline Jä.-Slei.

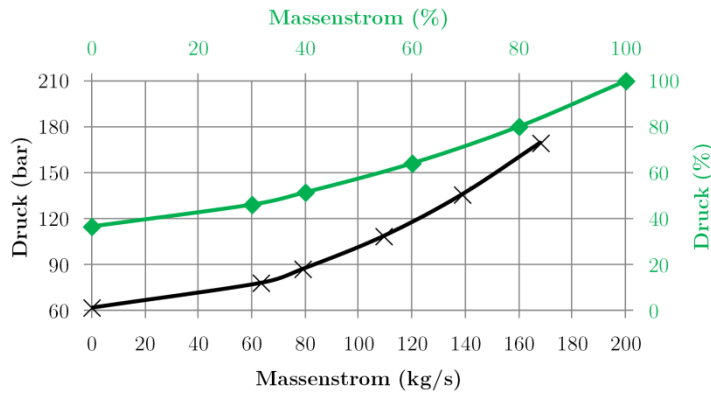


Abb. 4.24 Anlagenkennlinie (Massenstrom) der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Dargestellt über dem Volumenstrom ergibt sich folgende Kennlinie (Abb. 4.25):

Anlagenkennlinie Pipeline Jä.-Slei.

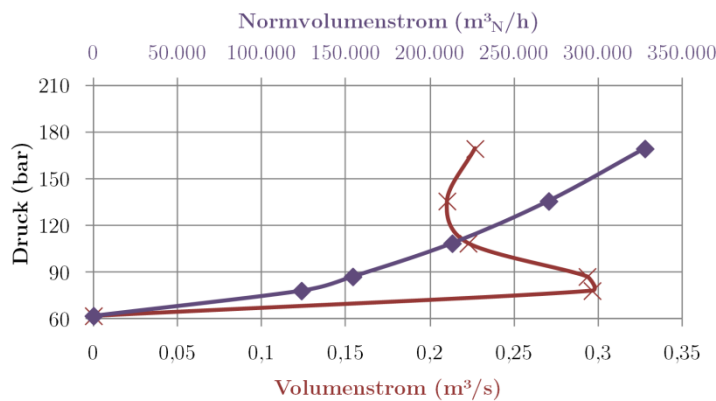


Abb. 4.25 Anlagenkennlinie (Volumenstrom) der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Der gekrümmte Kurvenverlauf ergibt sich dadurch, dass die Dichte mit sinkendem Druck unterhalb etwa 100 bar stark abnimmt, wodurch der abnehmende Massenstrom bei der Berechnung des Volumenstromes überproportional ausgeglichen wird.

Der spezifische Druckverlust der gesamten Pipeline ist in folgender Abbildung dargestellt (Abb. 4.26):

Druckverlust Pipeline Jä.-Slei.

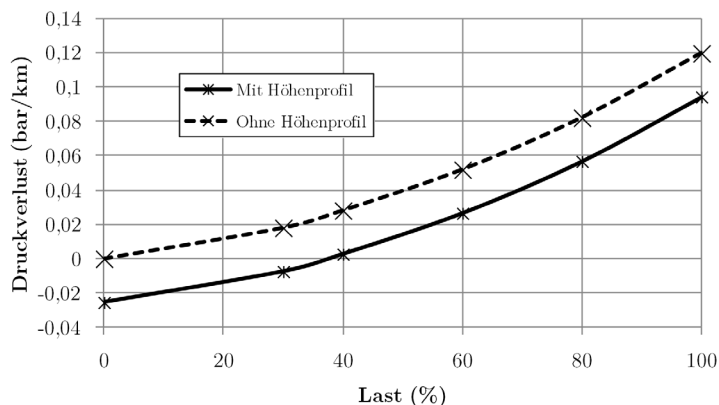


Abb. 4.26 Spezifischer Druckverlust der Pipeline Jänschwalde-Sleipner

Es ergeben sich Druckverluste (gemittelt über die gesamte Pipeline von etwa -0,02 bar bis 0,1 bar je Kilometer Rohr). Durch den abfallenden Verlauf der Pipeline ergibt sich ein um etwa 0,009 bar/km geringerer Druckverlust als er bei einer horizontalen Pipeline zu beobachten wäre.

4.3.2 Ergebnisse Temperaturprofile

Es wurden Simulationen mit verschiedenen Randbedingungen für die Temperaturen am Eintritt und in der Umgebung durchgeführt. Die Ergebnisse sollen Einfluss der Jahreszeiten und der Eintrittstemperaturen/Verdichternachkühltemperaturen auf die Pipeline und die Transportprozesse darstellen.

Abb. 4.27 zeigt die Druck- und Temperaturverläufe über die Pipeline für die untersuchten Szenarien Sz_0 mit Variation der Eintrittstemperatur (N: 40 °C, H: 60 °C), der Bodentemperatur (W: 5 °C, S: 15 °C) sowie der Meeresbodentemperatur (W: 4 °C, S: 12 °C). Zum Vergleich ist das Szenario Sz_0_100_S dargestellt.

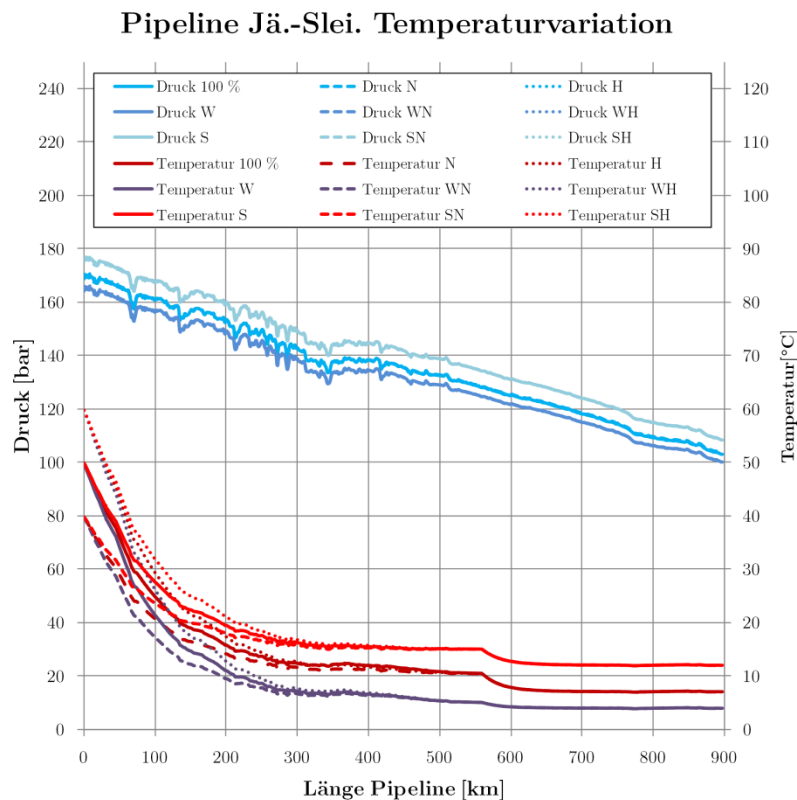


Abb. 4.27 Druck- und Temperaturprofile der Pipeline (Temperaturvariationen)

Wie man erkennen kann, ändert sich das Druckprofil für alle Szenarien nur wenig und ist von der Umgebungstemperatur abhängig. Die Verläufe der Temperaturprofile werden auf den ersten 300 km von der Eintrittstemperatur dominiert, auf dem weiteren Verlauf überwiegt der Einfluss der Umgebungstemperatur.

Den Verlauf im Injektionsbrunnen zeigt folgende Grafik (Abb. 4.28):

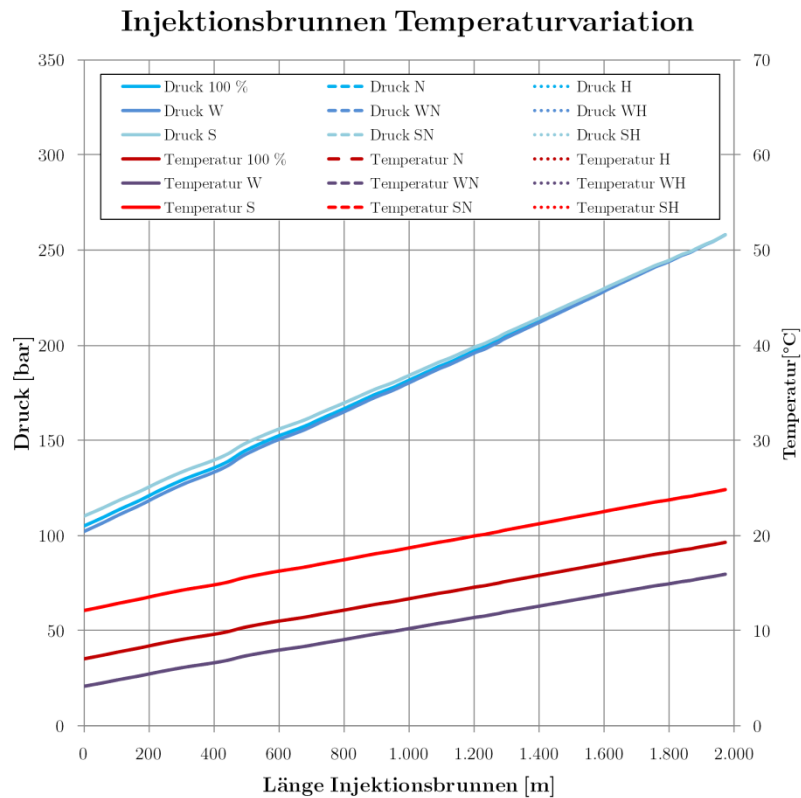


Abb. 4.28 Druck- und Temperaturprofile des Injektionsbrunnens (Temperaturvariationen)

Die Druckverläufe sind nahezu unabhängig von den Temperaturverhältnissen und werden durch den Reservoirdruck bestimmt während die Temperaturverläufe im Injektionsbrunnen von der Umgebungstemperatur bestimmt werden.

In Abb. 4.29 sind die Verläufe noch einmal ins Druck-Temperatur-Diagramm eingezeichnet:

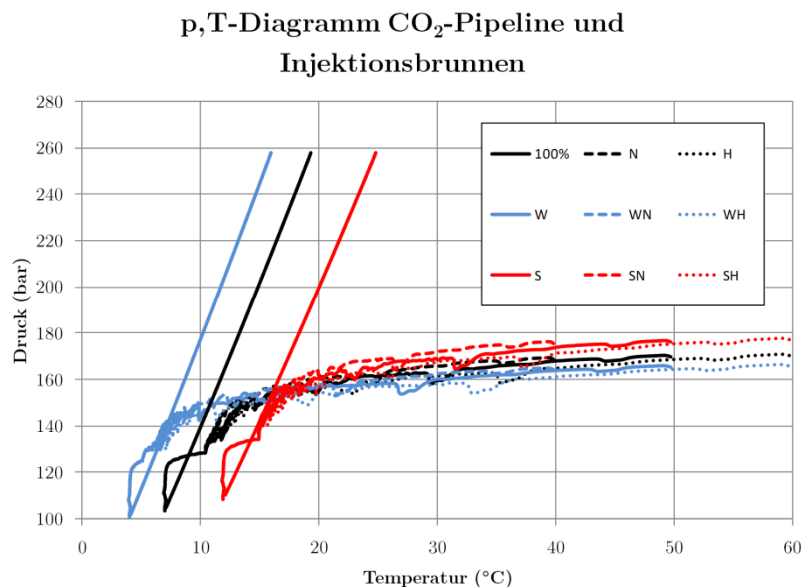


Abb. 4.29 p,T-Diagramm Pipeline und Injektionsbrunnen (Temperaturvariationen)

Es ist hier besonders gut zu erkennen, dass der Verlauf des Transportprozesses im Wesentlichen von der Umgebungstemperatur bestimmt wird. Die Drücke werden dadurch jedoch nur wenig beeinflusst,

zwischen dem kältesten (WN) und dem wärmsten Szenario (SH) liegen etwa 12,5 bar am Pipelineaustritt.

Abb. 4.30 zeigt die Verläufe von Dichte und Strömungsgeschwindigkeit:

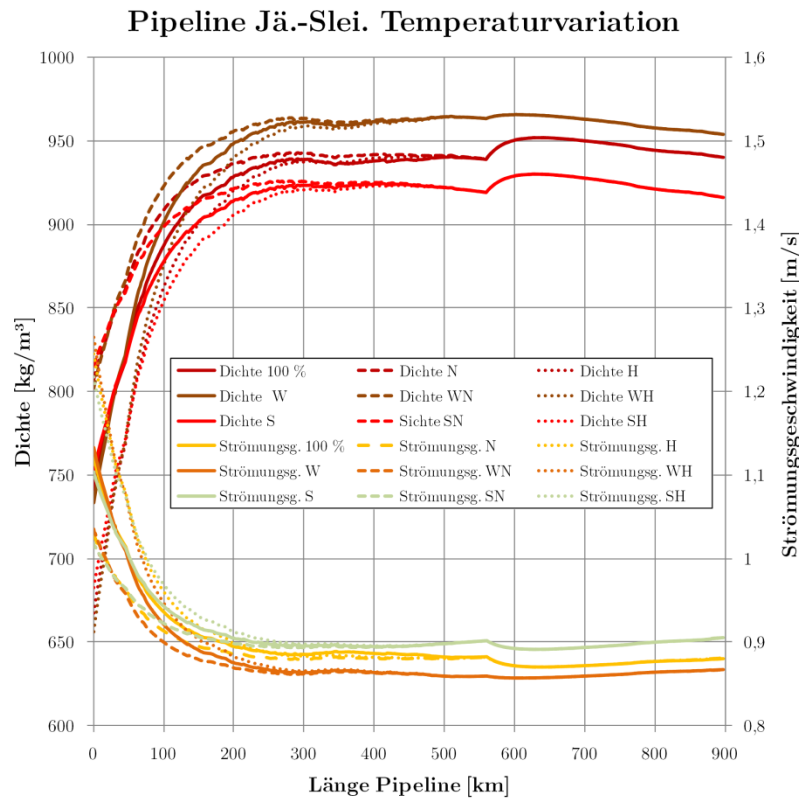


Abb. 4.30 Strömungsgeschwindigkeits- und Dichteprofile der Pipeline (Temperaturvariationen)

Am stärksten variieren die Dichte und die Strömungsgeschwindigkeit am Eintritt, hervorgerufen durch die großen Temperaturunterschiede der Szenarien N und H (20 K). Der Einfluss der Temperaturen ist klar sichtbar, jedoch sind die Auswirkungen auf den Transportprozess nur minimal. Es kommt am Eintritt zu einer verringerten Dichte und erhöhter Strömungsgeschwindigkeit mit steigender Eintrittstemperatur und am Austritt mit erhöhter Bodentemperatur. Die Erhöhung ist jedoch nur geringfügig und alle Werte liegen im für Pipelines üblichen Bereich. Insgesamt gibt es keine Probleme bei den vorgestellten Variationen.

Gleiches gilt für die Verläufe im Injektionsbrunnen (siehe Abb. 4.31):

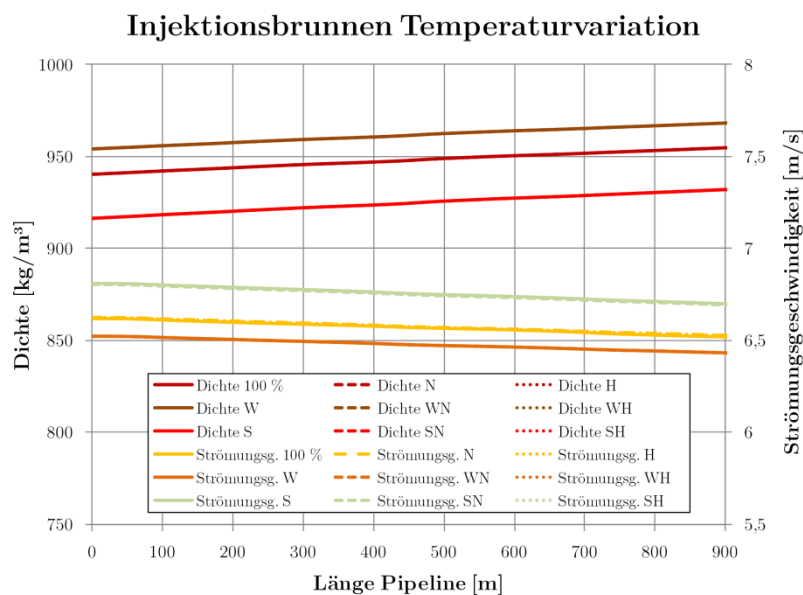


Abb. 4.31 Strömungsgeschwindigkeits- und Dichteprofile des Injektionsbrunnens (Temperaturvariationen)

Insgesamt kann die Pipeline über einen weiten Bereich stabil betrieben werden, Änderungen der Temperaturen haben nur geringe Auswirkungen auf den Prozess. Dies ist zum Beispiel von Interesse für die Verdichternachkühlung. Es muss kein besonderer Wert auf eine tiefe Nachkühltemperatur gelegt werden, solange es die Materialien (insbesondere Rohrleitungsbeschichtungen aus Kunststoff) zulassen, kann hier durchweg mit erhöhter Temperatur gefahren werden.

Die Unterschiede im Winter- und Sommerbetrieb sind ebenfalls nicht prozessrelevant. Das System kann problemlos auch unter extremeren Temperaturen die Transportaufgabe umsetzen.

4.3.3 Zusammenfassung statische Lastgänge

Die Simulation der statischen Lastgänge zeigte, dass die Rohrleitungen für die Transportaufgabe geeignet sind und die Annahmen in der Auslegungsrechnung richtig waren. Es sind weder extrem hohe Eintrittsdruckbedingungen notwendig, noch sind zwingend Zwischenverdichterstationen nötig, um das CO₂ über die langen Strecken zu transportieren. Beide Pipelines sind in der Lage, bis weit in den Teillastbereich stabil zu transportieren. Änderungen an den Eintrittstemperaturen oder den Umgebungstemperaturen zeigen Einflüsse auf den Prozessverlauf, insgesamt sind die Auswirkungen jedoch gering.

4.4 Ergebnisse Lastsprünge

Abb. 4.32 zeigt den Verlauf der Parameter Druck und Massenstrom nach einem Lastsprung von 100 auf 80 % (Sz_1_100-80_S) innerhalb 15 Minuten für den Eintritt in die Pipeline, 25, 50, 75 % der Strecke sowie den Austritt.

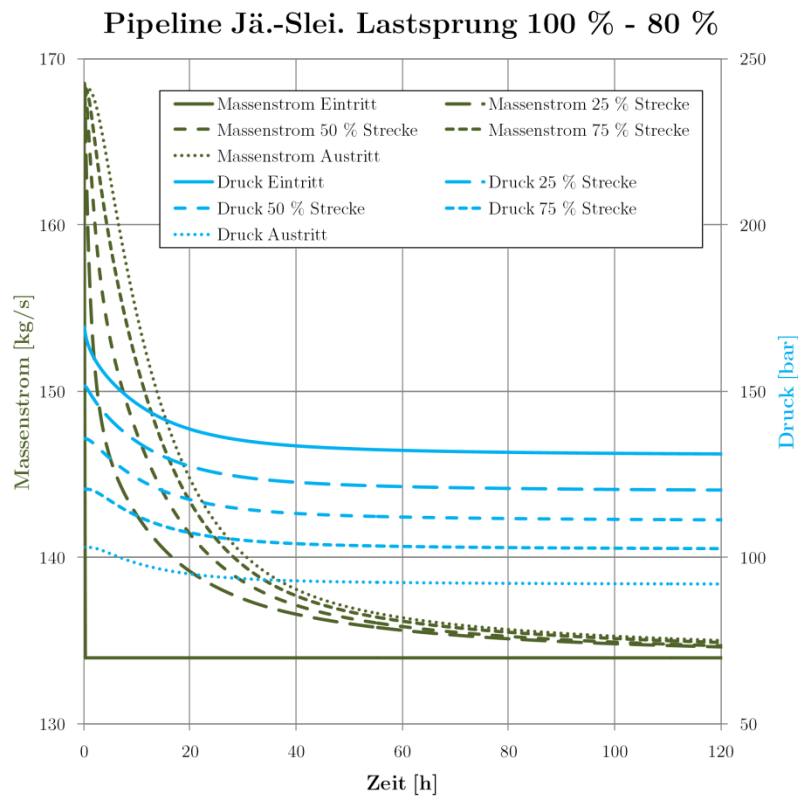


Abb. 4.32 Massenstrom- und Druckverläufe beim negativen Lastsprung 100 % auf 80 % (Sz_1_100-80_S)

Wie man erkennen kann, reagiert das ganze System sehr träge. Während der Eintrittsmassenstrom innerhalb 15 Minuten den neuen Wert erreicht, passiert dies im Streckenverlauf deutlich langsamer. Nach 240 h beträgt die Abweichung des Massenstromes am Austritt noch 2 % zum neuen Nennwert (bezogen auf die Sprunghöhe). Die Druckanpassung auf den neuen Strömungszustand muss innerhalb etwa 50 Stunden erfolgen, wenn der Austrittszustand konstant gehalten werden soll.

Zum Vergleich: ein CO₂-Molekül benötigt durchschnittlich etwa 278 h (11,6 d) um die Pipeline vollständig zu durchströmen (Volllast).

Für die anderen untersuchten Lastsprünge (Sz_1_100-80_S, Sz_1_100-60_S, Sz_1_100-40_S, Sz_1_100-30_S) verlaufen die Austrittsmassenströme und Eintrittsdrücke wie in Abb. 4.33 dargestellt. Je größer der Lastsprung, desto länger dauert die Anpassung auf den neuen Strömungszustand.

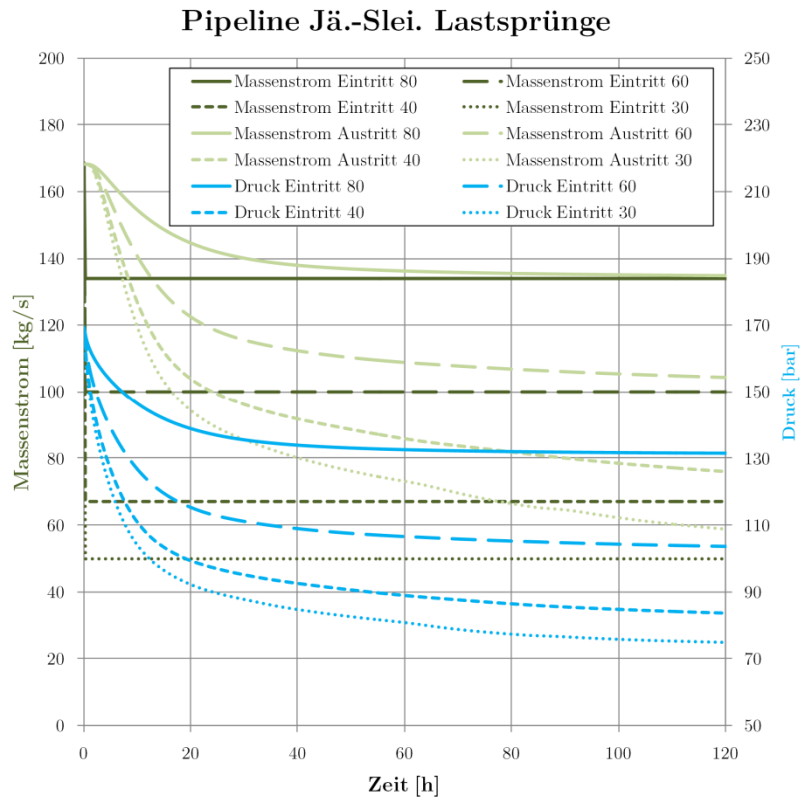


Abb. 4.33 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen negativen Lastsprüngen

Betrachtet man den umgekehrten Fall, d. h. Erhöhung des Eintrittsmassenstromes, ergibt sich folgendes Bild (Abb. 4.34):

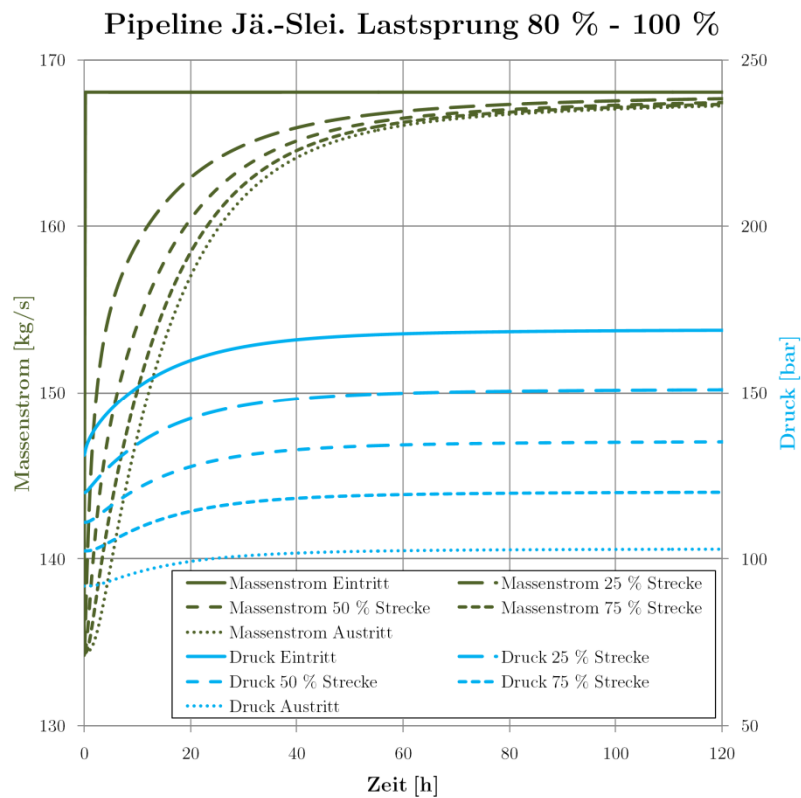


Abb. 4.34 Massenstrom- und Druckverläufe beim positiven Lastsprung 80 % auf 100 % (Sz_1_80-100_S)

Die Verläufe sind praktisch spiegelverkehrt zum negativen Lastsprung. Abb. 4.35 zeigt den Überblick der anderen Sprünge (Sz_1_80-100_S, Sz_1_60-100_S, Sz_1_40-100_S, Sz_1_30-100_S):

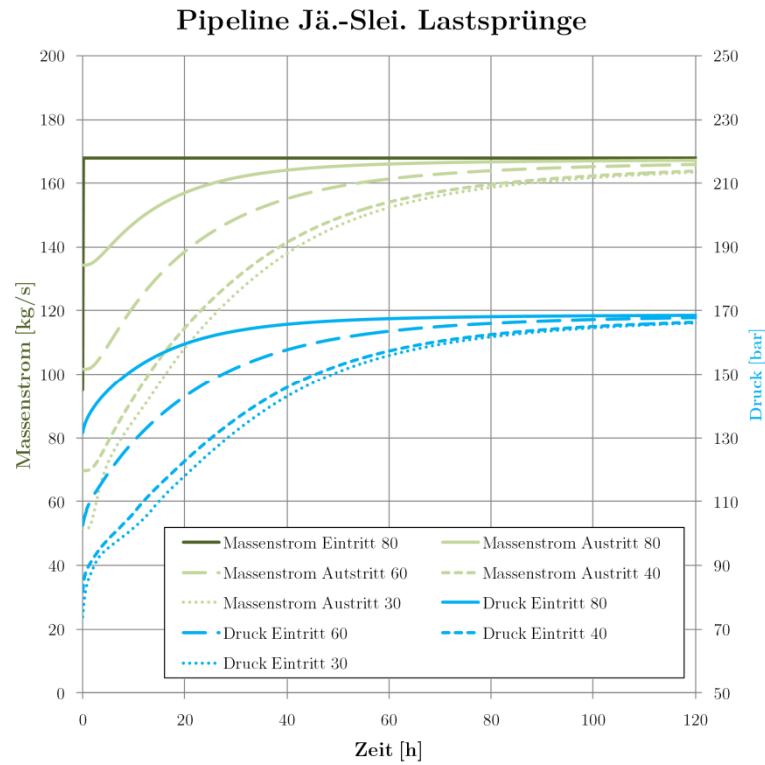


Abb. 4.35 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen positiven Lastsprüngen

Die Auswirkungen auf den Injektionsbrunnen sind sehr gering, beispielhaft seien hier die Werte für einen Lastsprung von 100 % auf 80 % dargestellt (Abb. 4.36):

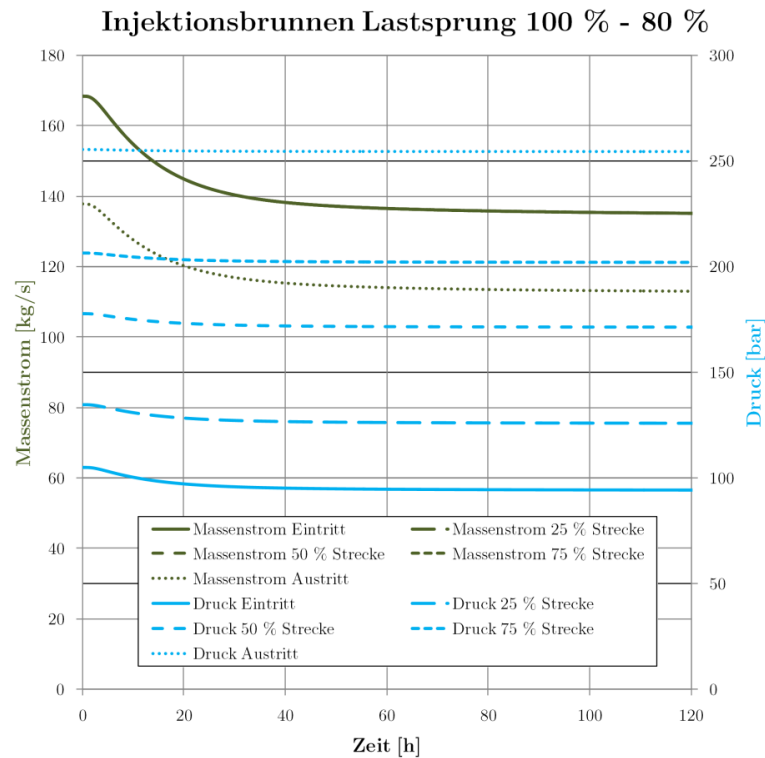


Abb. 4.36 Massenstrom- und Druckverläufe im Injektionsbrunnen

Die Massenströme liegen im Diagramm übereinander, (kurze Länge des Injektionsbrunnens) Der umgekehrte Sprung ist nachfolgend dargestellt, auch gibt es nur minimale Änderungen (Abb. 4.37):

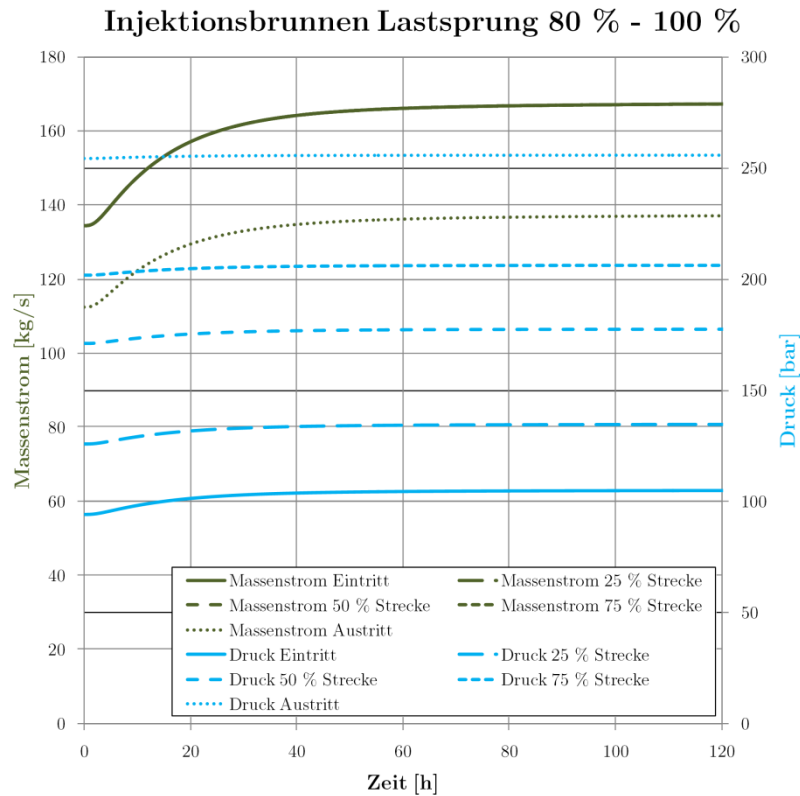


Abb. 4.37 Massenstrom- und Druckverläufe im Injektionsbrunnen

4.4.1 Zusammenfassung Lastsprünge

Alle Laständerungen werden im Stunden- bis Tagesbereich über die Pipeline ausgebreitet. In Konsequenz für die Prozessführung ergibt sich, dass Laständerungen nur sehr verzögert Auswirkungen auf den Prozessverlauf entlang der Strecke verursachen. Kleinere Schwankungen werden durch die langen Laufzeiten zum Großteil eliminiert, auf größere Schwankungen kann man mit einer Regelung des Eintrittsdruckes im Stunden- bis Tagesbereich gut reagieren.

4.5 Ergebnisse Shut-Down-/Linepack-Tests

In den Shut-Down-Tests wurde das Ab- und Wiederanfahren der Pipelines simuliert. Ergebnisse sind die Parameterverläufe während des Abfahrens, während eines 10-tägigen Stillstands und beim Wiederanfahren der Pipeline. Dies sind typische Vorgänge bei der Außerbetriebnahme des CCS-Kraftwerkes oder des Speichers, etwa bei Revisionen oder bei längeren Stillstandsperioden aufgrund von unrentablem Kraftwerksbetrieb (hohe Einspeisung erneuerbarer Energien).

In den Linepack-Tests wird untersucht, wie die Pipeline im Falle von Problemen am Speicher oder auch während des normalen Betriebes als Zwischenspeicher genutzt werden kann. Dazu wird die zusätzliche CO₂-Menge bestimmt, die die Pipeline durch das sogenannte Linepacking (Erhöhung des mittleren Pipelinedruckes) aufnehmen kann.

4.5.1 Shut-Down-Test

Pipeline Jänschwalde-Sleipner Shut-Down-Test

Folgenden Grafiken zeigen die Massenstrom- und Druckverläufe während des gesamten Shut-Down-Tests (Szenario Sz_2_E_S) (Abb. 4.38 und Abb. 4.39)

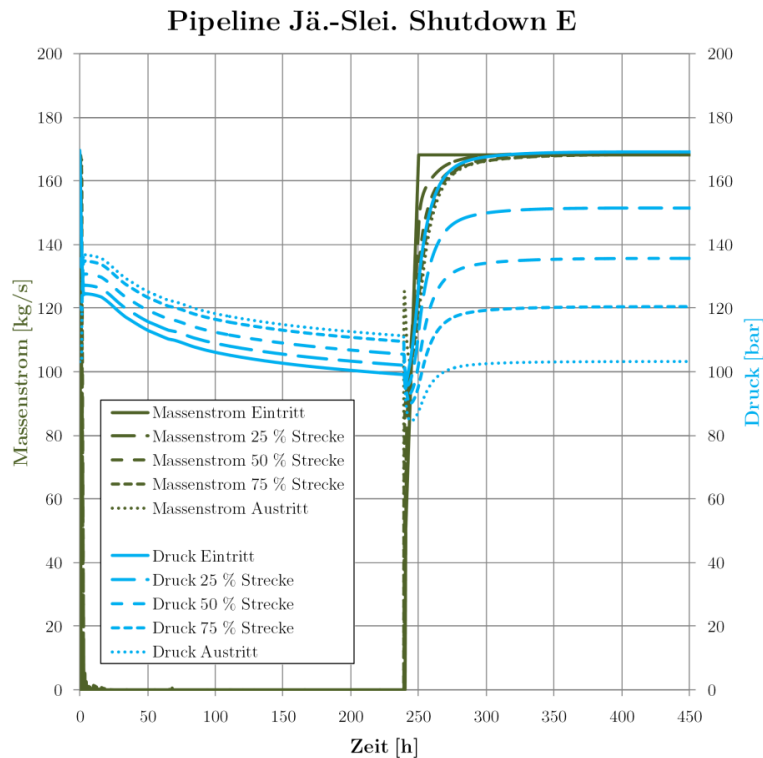


Abb. 4.38 Druck- und Massenstromverläufe Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_E_S)

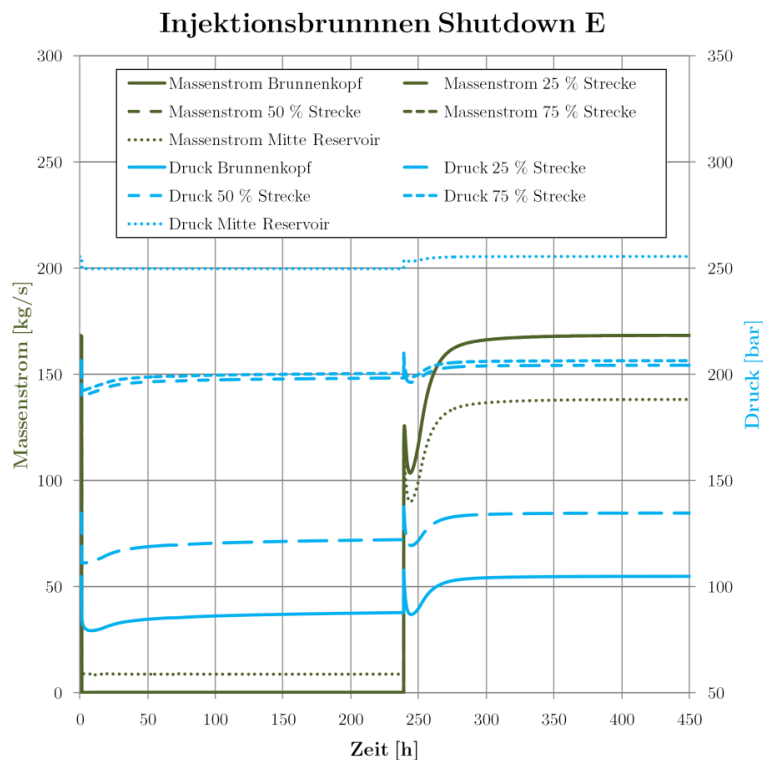


Abb. 4.39 Druck- und Massenstromverläufe im Injektionsbrunnen, Shut-Down-Test (Sz_2_E_S)

Betrachtet man den Abfahrvorgang im Detail (siehe Abb. 4.40), kann man erkennen, dass die Pipeline innerhalb etwa drei Stunden komplett heruntergefahren wird. Zunächst fallen Massenstrom und Druck durch die Reduktion des Eintrittsmassenstromes. Nach 90 Minuten ist das Ende der Pipeline komplett geschlossen, es kommt zum Druckanstieg vom Ende der Pipeline, bis alle Strömungsvorgänge beendet sind und der Druck der Pipeline rein vom Höhenprofil abhängt.

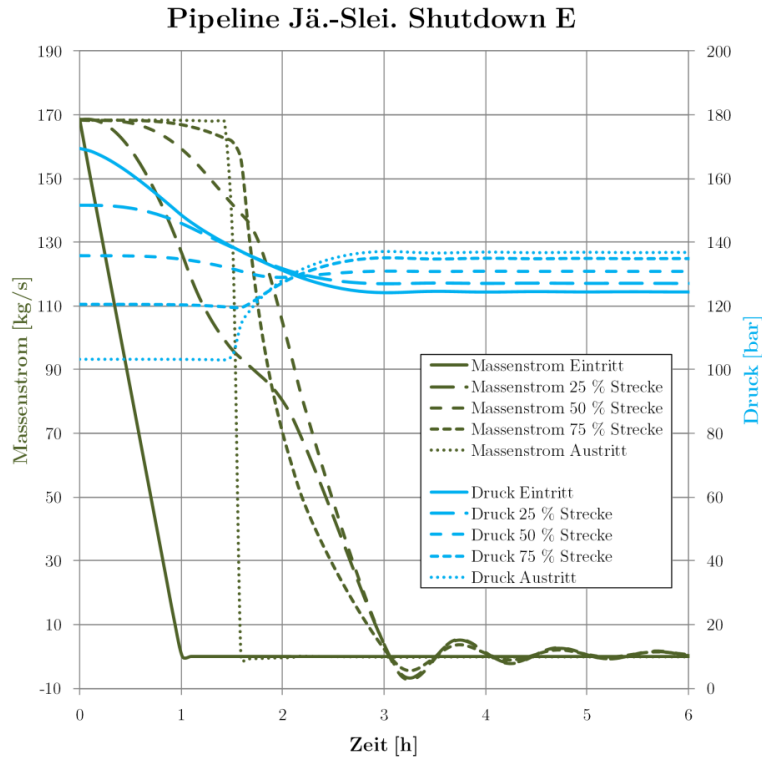


Abb. 4.40 Druck- und Massenstromverläufe der Pipeline zu Beginn des Shut-Down-Tests (Sz_2_E_S)

Im Injektionsbrunnen werden eher geringe Auswirkungen des Abfahrvorgangs verzeichnet, es kommt zu einem Abfall des Druckes, der innerhalb weniger Minuten auf dem neuen Niveau verharret (siehe Abb. 4.41).

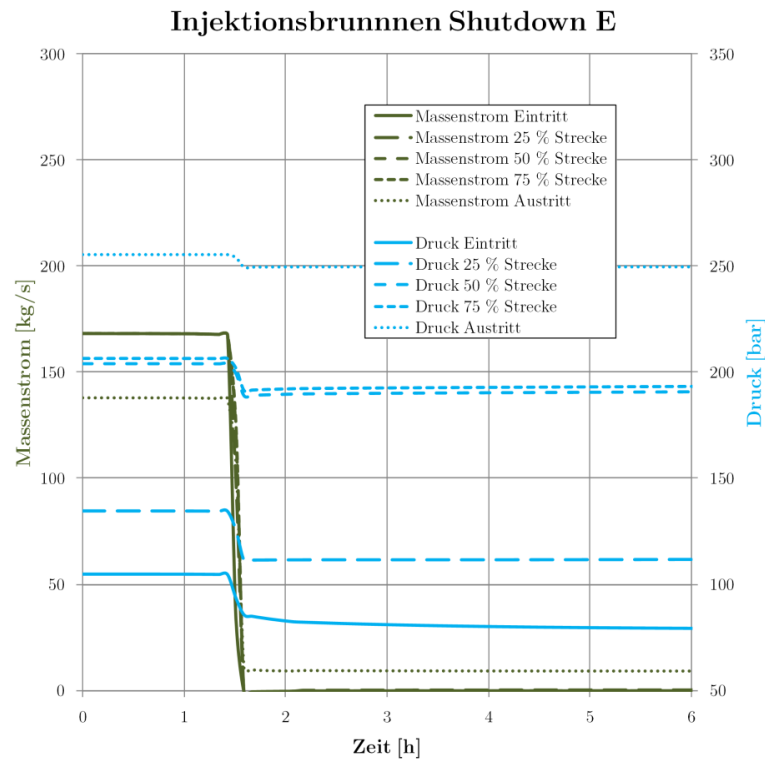


Abb. 4.41 Druck- und Massenstromverläufe des Injektionsbrunnens zu Beginn des Shut-Down-Tests (Sz_2_E_S)

Während des etwa 10-tägigen Stillstands sinkt der Druck durch die Abkühlung und Dichtezunahme weiter leicht ab (Abb. 4.42):

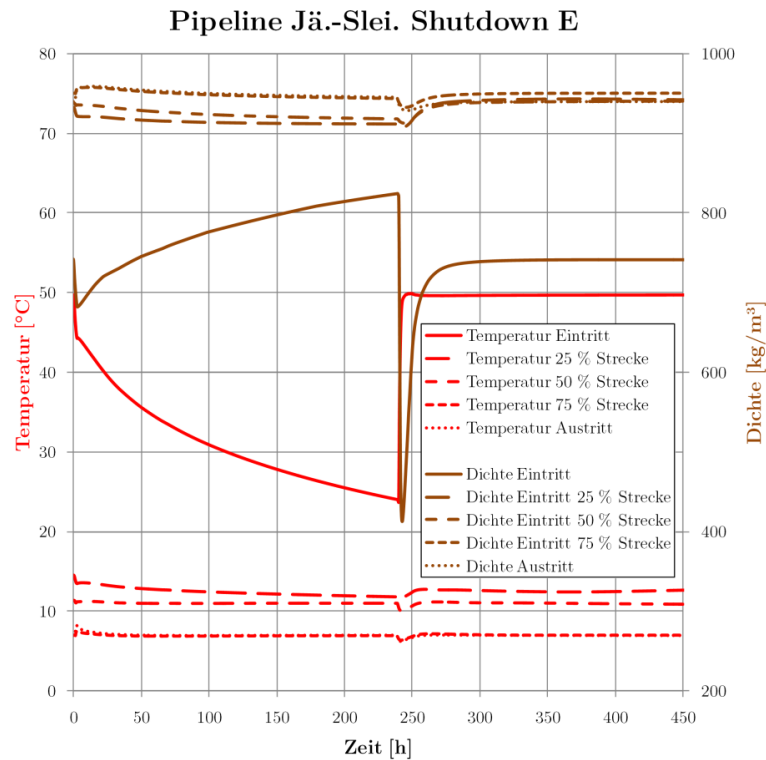


Abb. 4.42 Temperatur- und Dichteverläufe Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_E_S)

Betrachtet man die Temperatur- und Dichteverläufe, sieht man, dass der Einfluss durch die Abkühlung nur gering ist, da große Teile der Pipeline bereits Umgebungstemperatur angenommen haben. Lediglich die ersten Kilometer verzeichnen eine deutliche Abkühlung. Die Temperaturerhöhung beim Wiederanfahren erfolgt schnell und es bildet sich wieder das statische Temperaturprofil aus.

Im Injektionsbrunnen kommt es nach dem Injektionsstopp zu einer Erwärmung des CO₂ im Brunnen durch die Umgebung (Abb. 4.43). Die stärkste Erwärmung findet innerhalb etwa 50 h und in den tieferen Abschnitten statt. In 75 % Tiefe (ca. 1495 m) erfolgt eine Erwärmung des CO₂ von 15 °C auf etwa 40 °C innerhalb von 50 h, nach zehn Tagen sind etwa 43 °C erreicht.

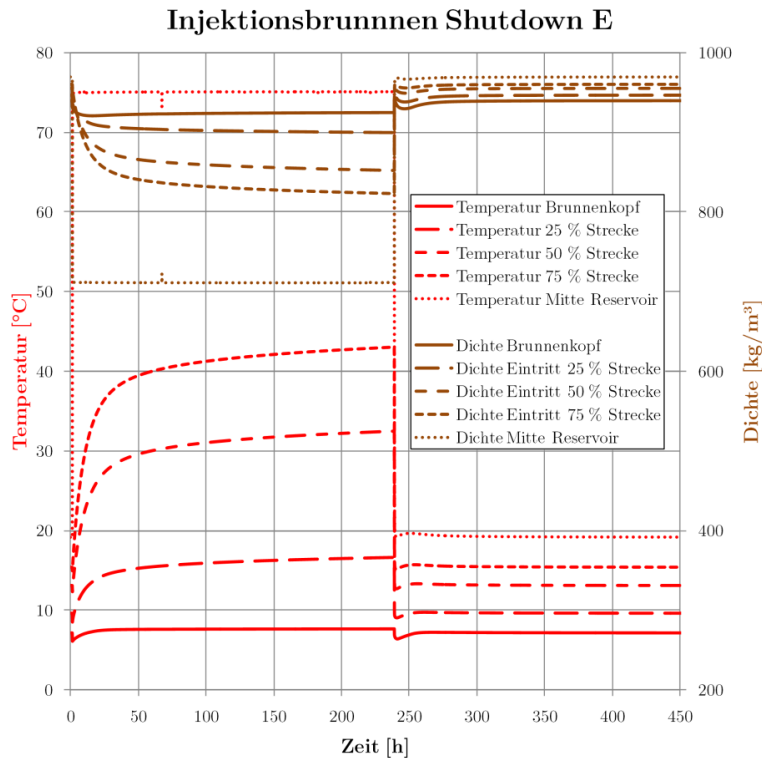


Abb. 4.43 Temperatur- und Dichteverläufe im Injektionsbrunnen, Shut-Down-Test (Sz_2_E_S)

Bei diesen Werten ist zu berücksichtigen, dass aufgrund des 1-D-Modells für Strömung und Wärmeübertragung in der Simulation in OLGA die natürliche Konvektion beim Stillstand im Brunnen nicht berücksichtigt wird. Die Zeiten bis zum Erreichen einer Gleichgewichtstemperatur würden in der Realität geringer sein. Ebenso wird das Temperaturprofil im Brunnen flacher verlaufen. Durch die Erwärmung des CO₂ in den tieferen Schichten und den dadurch hervorgerufenen Dichteunterschieden erfolgen ein Transport von wärmerem CO₂ nach oben und eine Durchmischung. Es könnte hierdurch zu einer teilweisen Verdampfung des CO₂ im oberen Bereich des Brunnens und somit zur Ausbildung mehrerer Phasen kommen. Mögliche Folgen wären zum Beispiel Druckschwankungen im Brunnen und Rückströmungen aus dem Reservoir.

Beim Wiederanfahren wird zunächst das Austrittsventil geöffnet, es kommt kurzzeitig zu einem Druckabfall. Nach dem Wiederanfahren des Kraftwerkes steigen die Massenströme und Drücke an, bis nach etwa zwei Tagen nahezu wieder das statische Druckprofil erreicht ist. Die Drücke im Injektionsbrunnen ändern sich nur minimal (siehe Abb. 4.44 und Abb. 4.45).

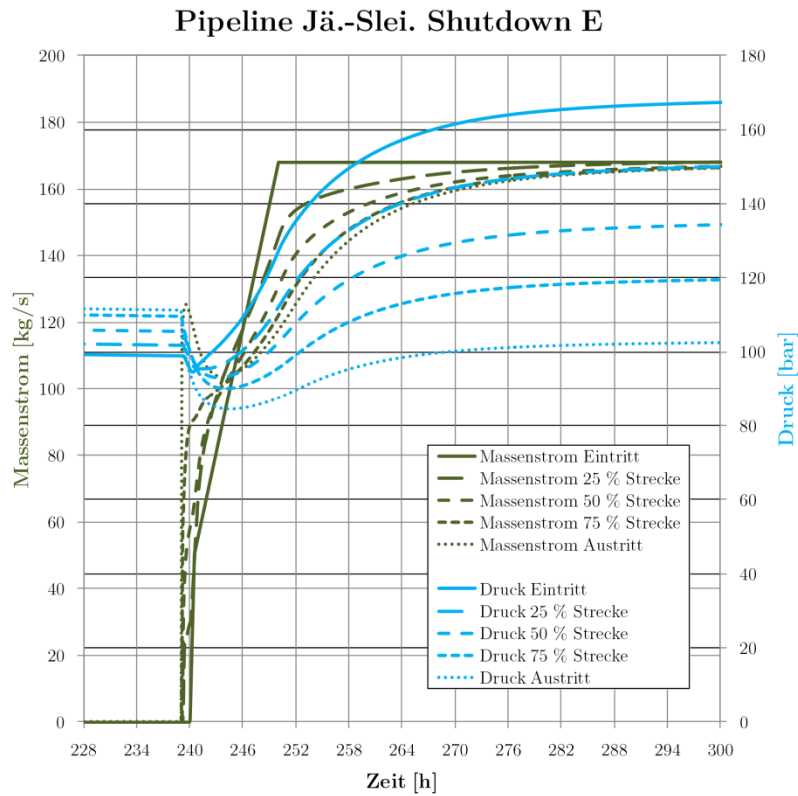


Abb. 4.44 Druck- und Massenstromverläufe der Pipeline beim Wiederanfahren (Sz_2_E_S)

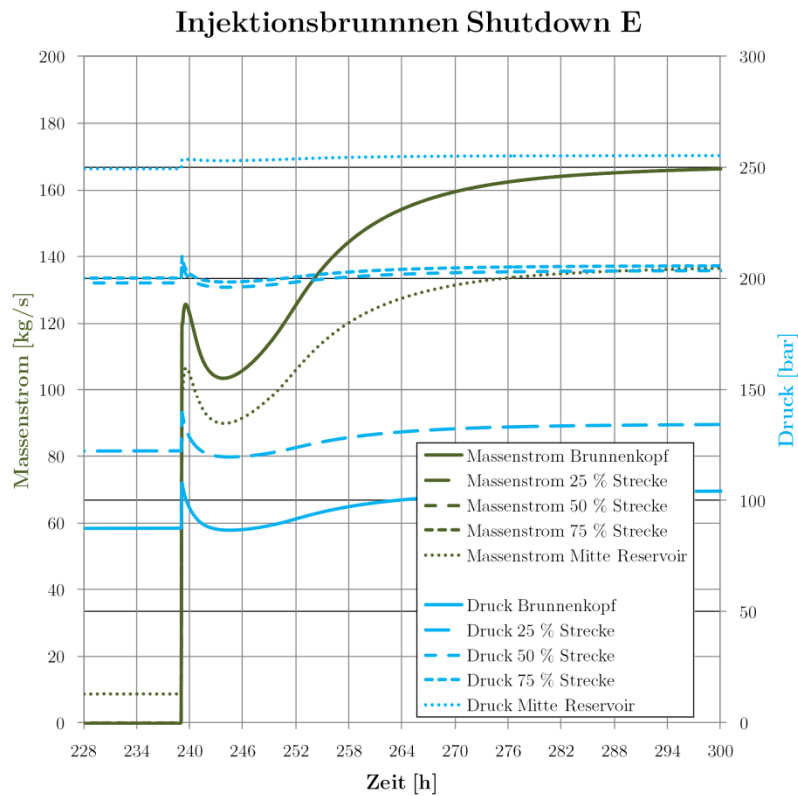


Abb. 4.45 Druck- und Massenstromverläufe des Injektionsbrunnens beim Wiederanfahren (Sz_2_E_S)

Bezüglich der Temperaturen und der Dichte des CO₂ werden wie bereits erwähnt nur die ersten Kilometer der Pipeline beeinflusst. Bereits nach einem Viertel der Strecke sind keine wesentlichen Änderungen von Temperatur und Dichte mehr zu verzeichnen. Die Dichte des CO₂ am Eintritt wird beim Wiederauffahren kurzzeitig verringert, es werden jedoch keine Werte nahe der Phasengrenze erreicht.

Bei der Auswertung der Strategie, zuerst das Austrittsventil zu schließen und dann den Massenstrom herunterzufahren sind nur wenige Unterschiede bemerkbar. Es kommt zu einem leicht höheren Druckniveau während der Stillstandszeit, da vor dem Abfahren des Kraftwerkes mehr CO₂ in die Pipeline geleitet wurde (siehe Abb. 4.46).

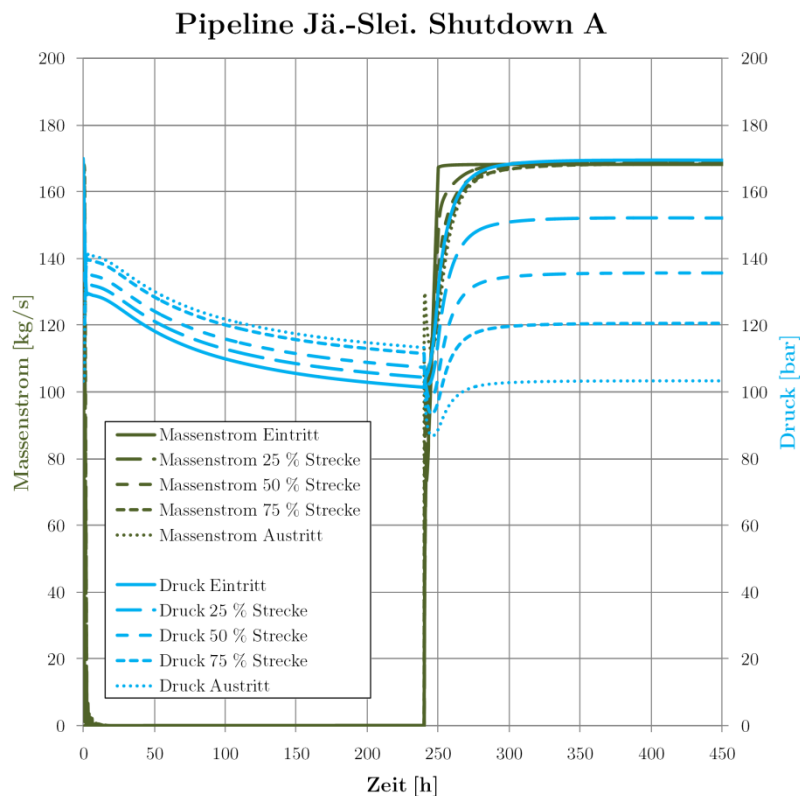


Abb. 4.46 Druck- und Massenstromverläufe der Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_A_S)

Beim Injektionsbrunnen kommt es am Eintritt nach dem Schließen zu einem Druckabfall auf etwa 10 bar (Abb. 4.47). Alle tieferen Abschnitte liegen auf demselben Druckniveau wie bei Szenario Sz_2_E_S.

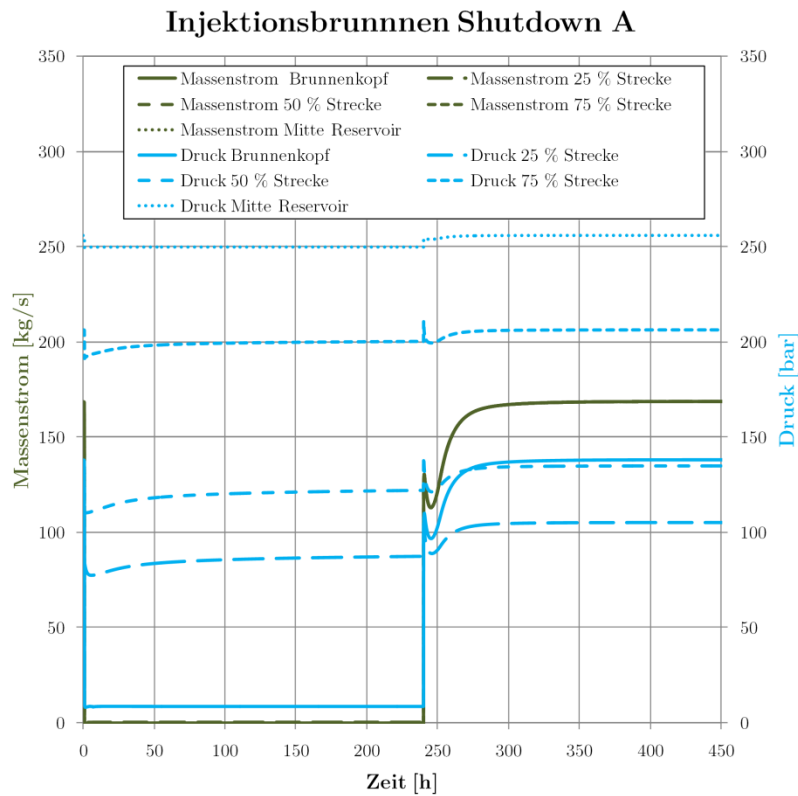


Abb. 4.47 Druck- und Massenstromverläufe Injektionsbrunnen Shut-Down-Test (Sz_2_A_S)

Bei den Temperaturverläufen (Abb. 4.48) ergibt sich ein ähnliches Bild wie beim Szenario Sz_2_E_S:

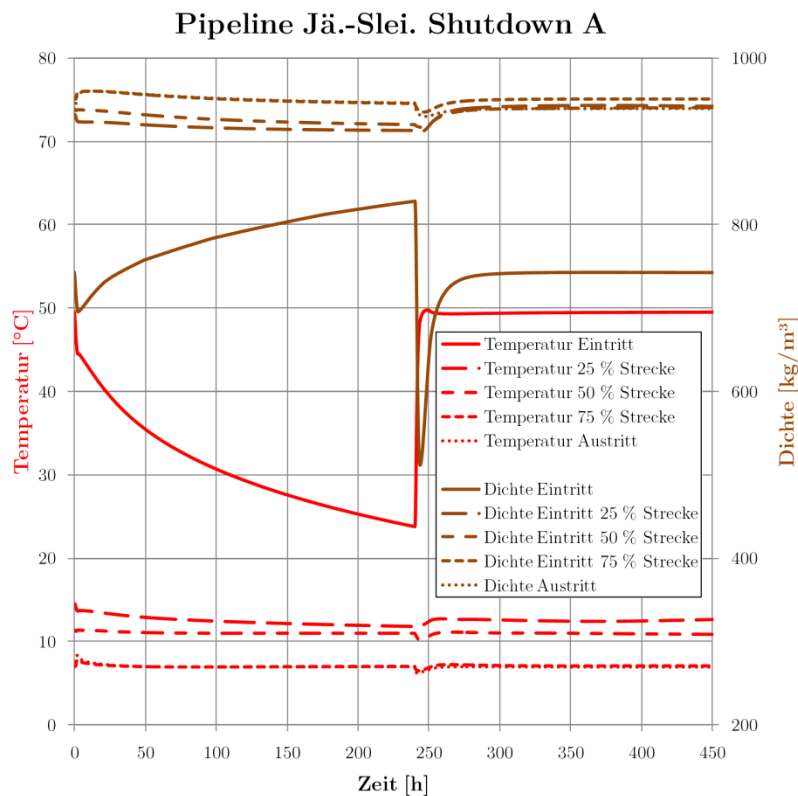


Abb. 4.48 Temperatur- und Dichteverläufe Pipeline Shut-Down-Test (Sz_2_A_S)

Auch beim Injektionsbrunnen ergibt sich ein ähnliches Bild, trotz der erheblichen Druckunterschiede am Brunnenkopf. Da sich das CO₂ beim Eintritt in den Injektionsbrunnen im Flüssigkeitsgebiet befindet, sind die Auswirkungen auf die Dichte nur gering, es kommt nicht zur Verdampfung des CO₂ (siehe Abb. 4.49).

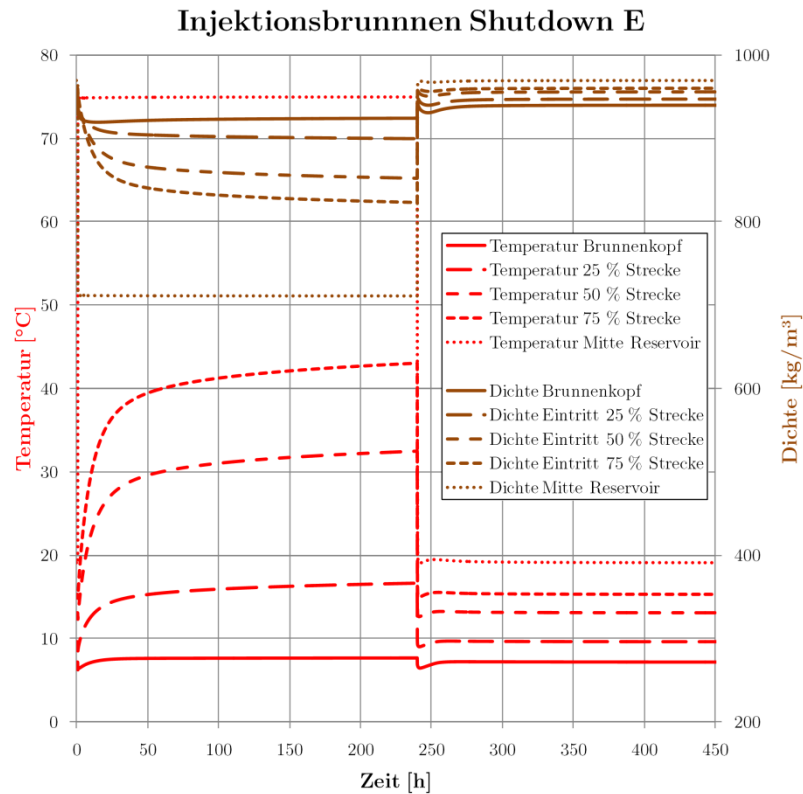


Abb. 4.49 Temperatur- und Dichteverläufe Injektionsbrunnen Shut-Down-Test (Sz_2_A_S)

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass sowohl das Ab- als auch das Anfahren der Pipeline mit den vorgestellten Strategien ohne größere Probleme zu bewerkstelligen ist. Dabei ist jedoch immer zu berücksichtigen, dass insbesondere der Eintrittsdruck in die Pipeline mit entsprechenden Steuer- oder Regelalgorithmen anzupassen ist.

4.5.2 Linepack-Test

Die Simulationen des Linepacking zur Erweiterung des Betriebsbereiches, insbesondere der teilweisen Entkoppelung von Pipeline und Reservoir zeigen, dass diese Methode es ermöglicht, nach Schließen des Austrittsventiles noch deutlich länger in die Rohrleitung einzuspeisen. Dadurch muss bei Problemen oder kurzen Wartungsarbeiten an Wellhead, Injektionsbrunnen oder Speicher nicht zwingend sofort das Kraftwerk heruntergefahren werden. Ebenfalls können dadurch Massenstromschwankungen ausgeglichen werden.

Abb. 4.50 zeigt den Verlauf von Drücken und Massenströmen nach dem Schließen des Austrittsventiles:

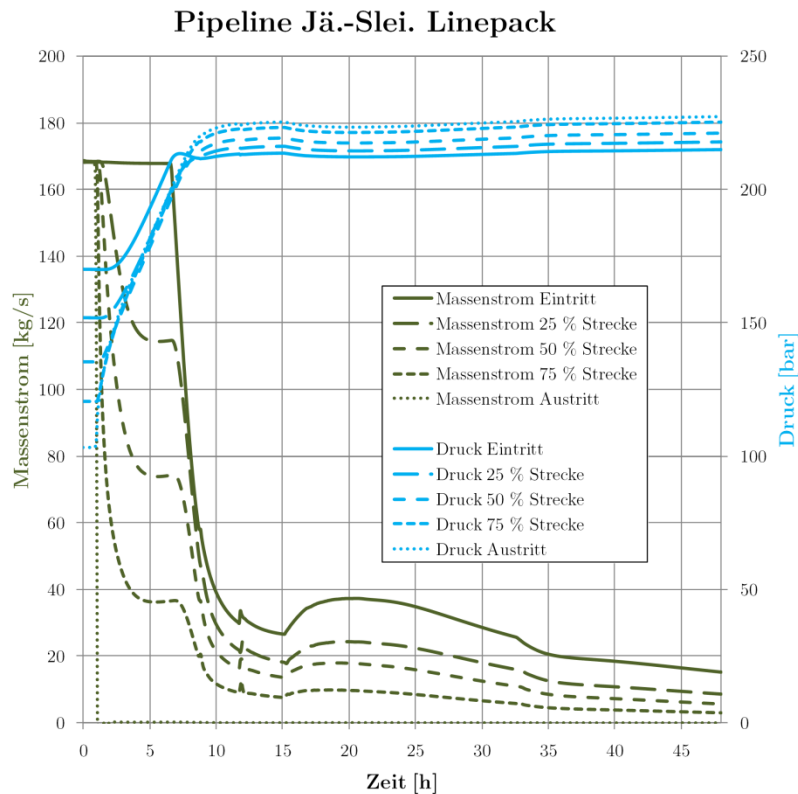


Abb. 4.50 Massenstrom- und Druckverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_S)

Nach einer Stunde ist das Ventil vollständig geschlossen. Es kann danach noch etwa sechs weitere Stunden mit vollem Massenstrom eingespeist werden, danach muss eine deutliche Reduktion des Massenstromes erfolgen. Nach etwa zehn Stunden ist auf der gesamten Länge der Pipeline der gewählte maximaldruck erreicht (der Druck auf 50 % der Strecke liegt aufgrund des Pipelineprofils und des resultierenden hydrostatischen Druckes auf einem niedrigeren Niveau). Etwa zur gleichen Zeit müsste das Kraftwerk aufgrund Minderlast abschalten. Es wäre aber theoretisch eine weitere Einspeisung mit niedrigem Massenstrom (etwa 4 kg/s möglich), ohne den Maximaldruck zu erreichen. Grund hierfür ist die weitere Abkühlung des eintretenden CO_2 , mit entsprechender Dichtezunahme (siehe Abb. 4.51).

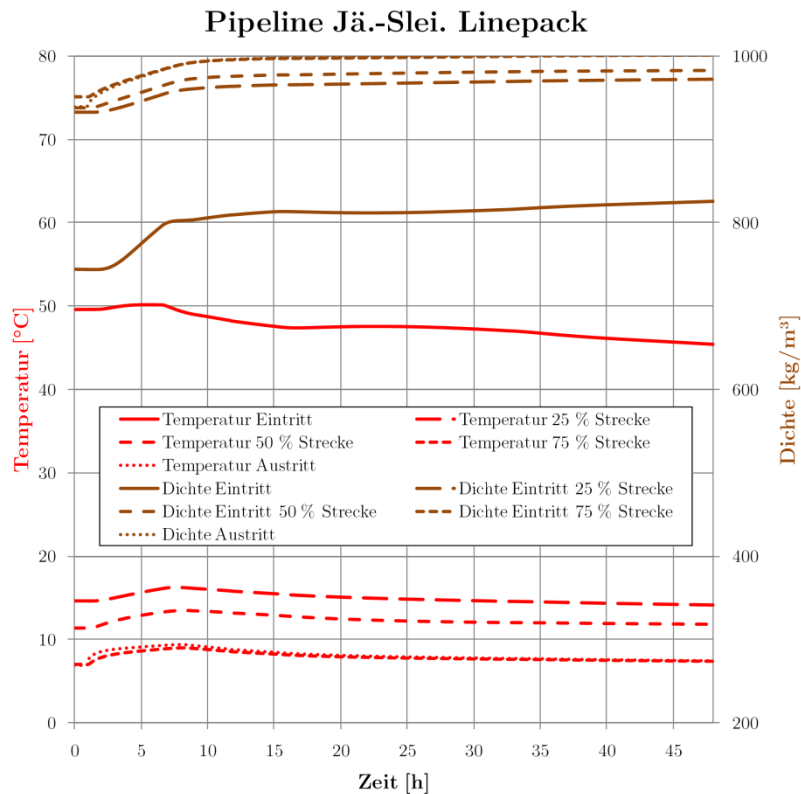


Abb. 4.51 Temperatur- und Dichteverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_S)

Wird der am Eintritt eingespeiste Massenstrom integriert, kann man erkennen, dass mit dieser Strategie in zehn Stunden etwa 5000 t CO₂ zusätzlich in der Leitung gespeichert werden können (Abb. 4.52).

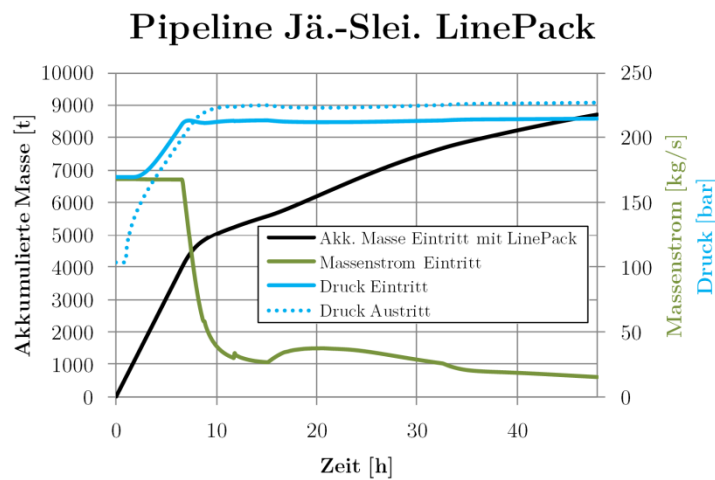


Abb. 4.52 Akkumulierte Masse Linepack-Test (Sz_2_LP_S)

Die hier dargestellte Vorgehensweise stellt den Extremfall dar, bei dem der Massenstrom am Austritt auf null heruntergefahren wird.

Denkbar und gut anwendbar ist jedoch eine Fahrweise, bei der der Pipelinedruck etwas höher gewählt wird, als für den eigentlichen Transport notwendig. Der Pipelineaustritt bzw. Injektionsbrunnen wird hierbei "angedrosselt" gefahren, so dass der Massenstrom zum Speicher/zu weiteren Prozessschritten vergleichmäßig werden kann. Wird mehr CO₂ in die Pipeline eingespeist, wird der

Druck mittels Linepacking erhöht, der Massenstrom am Austritt ändert sich nicht. Wird anschließend die Einströmung in die Pipeline wieder reduziert, kann das in der Pipeline zwischengespeicherte CO₂ dazu beitragen, dass der Austritt über mehrere Stunden denselben hohen Massenstrom liefern kann. Diese Betriebsstrategie wird auch bei Erdgaspipelines regulär genutzt.

4.6 Ergebnisse konventionelle und flexible Lastbedingungen

Die folgenden Abschnitte beschreiben die Simulationsergebnisse auf Basis realer Lastgänge. Es wird für das Szenario Sz_3_12_11 eine vollständige Erläuterung gegeben, für alle anderen Fälle werden lediglich die wesentlichen Ergebnisse (Druck-/Massenstromverläufe) sowie ggf. Besonderheiten im Detail vorgestellt.

4.6.1 Sz_3_12_11 und Sz_3_12_11_V

Im Szenario Sz_3_12_11_S wird ein Monat Kraftwerksbetrieb mit mehreren Lasteinsenkungen sowie 3-maliger Außerbetriebnahme und Reservestellung simuliert. Die Last schwankt dabei zumeist zwischen 100 % und etwa 70 %. Die Druck- und Massenstromverläufe für das Szenario Sz_3_12_11_S sind in folgender Abbildung dargestellt (Abb. 4.53):

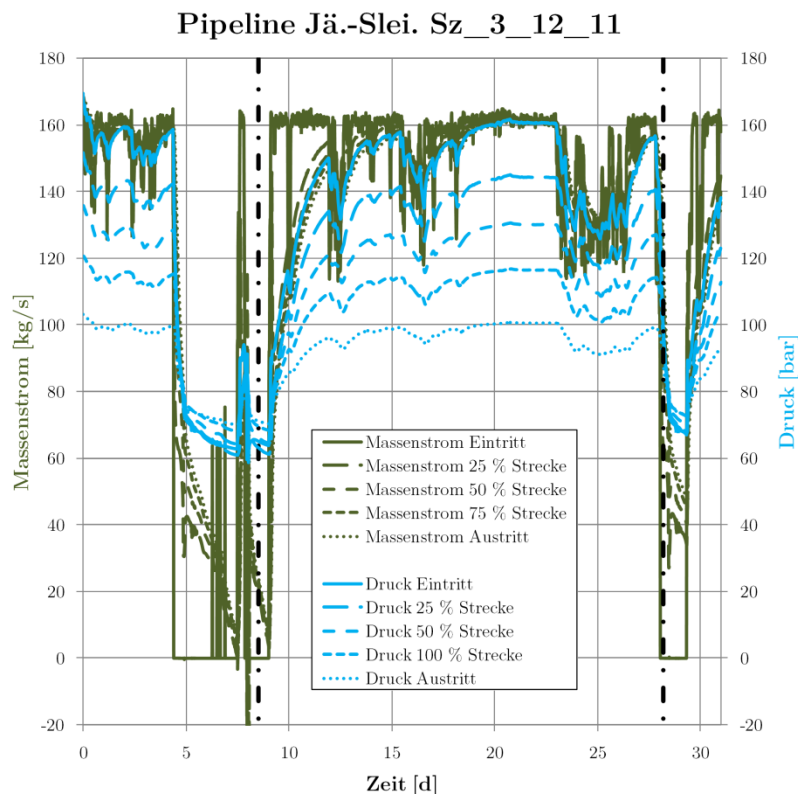


Abb. 4.53 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Deutlich erkennbar ist der stark abfallende Pipelinedruck in den Stillstandszeiten, hervorgerufen durch die weitere Ausströmung in den Injektionsbrunnen und die Abkühlung des Pipelineinhaltes.

Innerhalb etwa ein bis zwei Tagen fällt die Dichte der ersten, warmen Abschnitte der Pipeline deutlich ab, das CO₂ liegt dann teils gasförmig vor (Abb. 4.54):

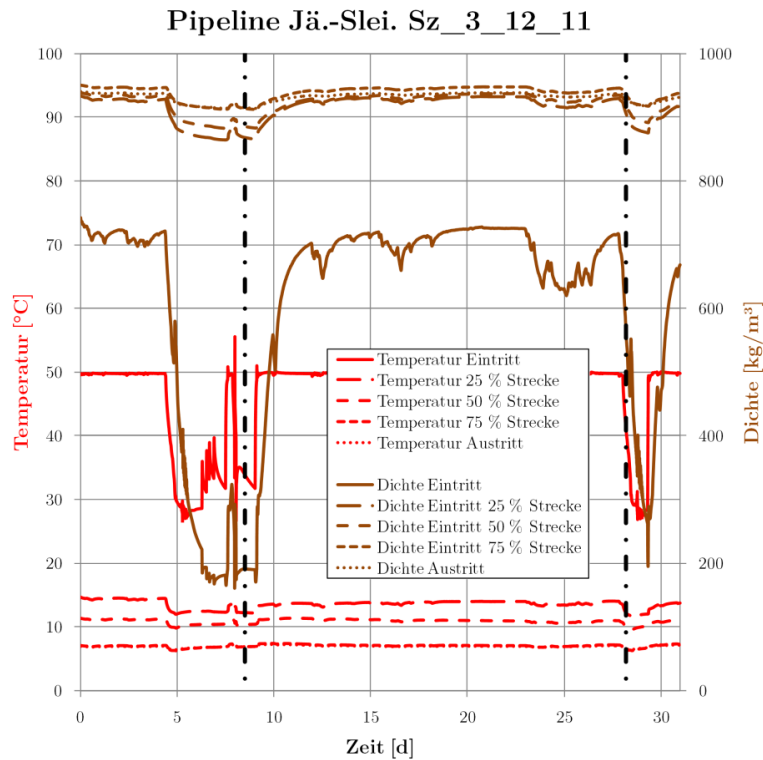


Abb. 4.54 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Die im Streckenverlauf weiter hinten liegenden Pipelineabschnitte sind davon nicht betroffen, hier erfolgt die Entspannung ins Flüssigkeitsgebiet da die Fluidtemperatur bereits unterhalb der kritischen Temperatur liegt.

Betrachtet man den Parameterverlauf über die gesamte Pipeline zum Zeitpunkt 1 (Ende der ersten Stillstandsperiode nach etwa achteinhalb Tagen), ergibt sich folgendes Bild (Abb. 4.55):

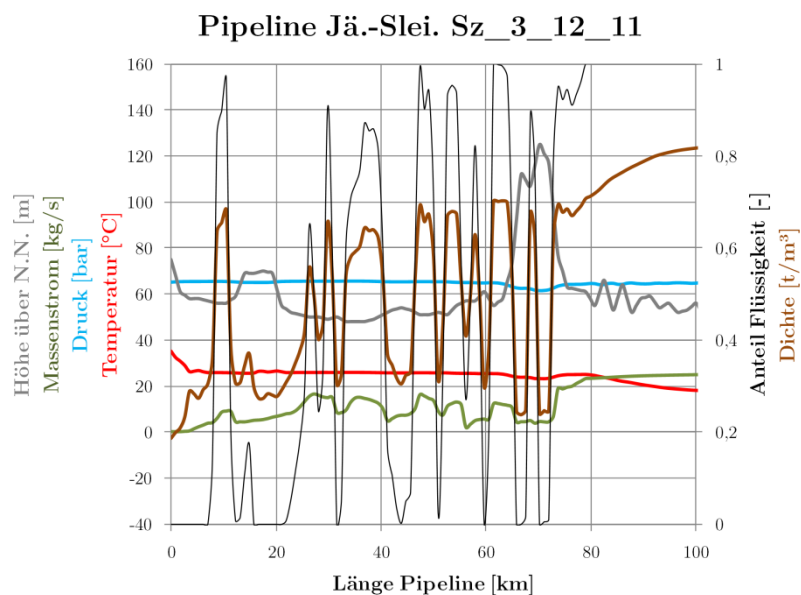


Abb. 4.55 Profil Sz_3_12_11_S Zeitpunkt 1 (etwa bei achteinhalb Tagen)

Die hohen Dichteschwankungen deuten auf die Ausbildung einer Zweiphasenströmung hin. Betrachtet man die ersten 100 km der Pipeline mit dem Anteil der flüssigen Phase im Detail ergibt sich folgendes Diagramm (Abb. 4.56):

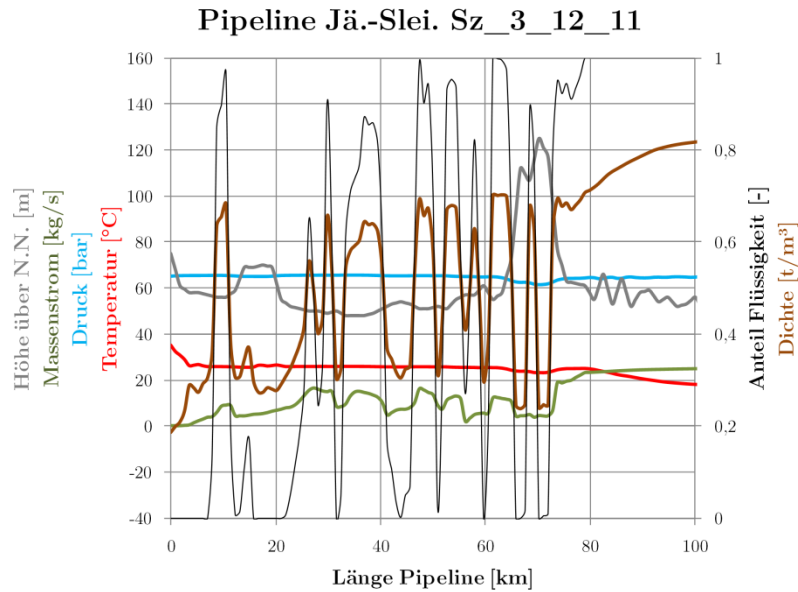


Abb. 4.56 Profil Sz_3_12_11_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 8,4 Tagen)

Man erkennt, dass sich Abschnitte mit hohen Flüssigkeits- und Gasanteilen abwechseln, wobei sich die Flüssigkeitsanteile in den niederen Abschnitten der Route ansammeln. Die Temperatur entspricht bis etwa 80 km Strecke der Siedetemperatur. Mit fortlaufender Zeit kommt es zur weiteren Abkühlung und Zunahme der Flüssigkeitsanteile.

Zeitpunkt 2 zeigt den Übergang von Volllast zum Stillstand des Kraftwerks (Abb. 4.57):

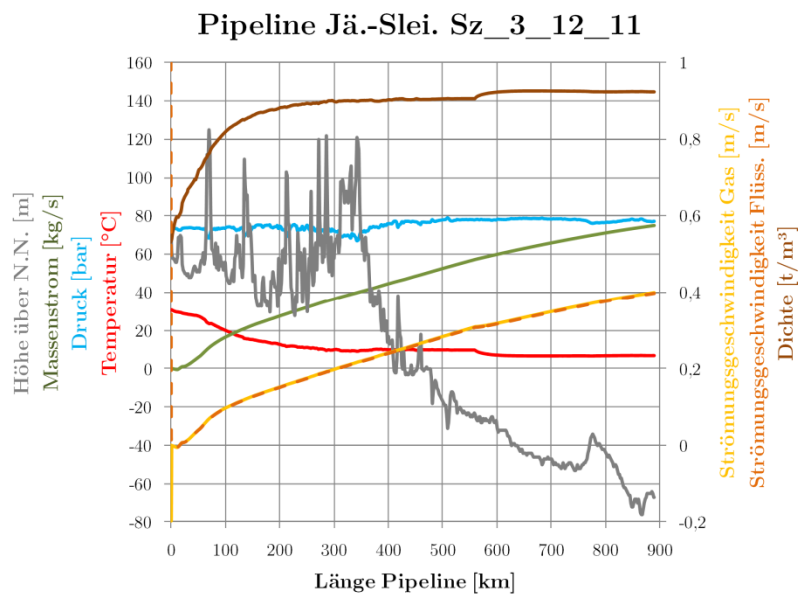


Abb. 4.57 Profil Sz_3_12_11_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)

Strömungsgeschwindigkeit und Dichte nehmen über den Streckenverlauf kontinuierlich ab, am Eintritt ist der Massenstrom bereits auf null gesunken und es kommt zur Ausbildung von zwei Phasen. Der Phasenverlauf über die Pipelinestrecke stellt sich im p,-T-Diagramm wie folgt dar (Abb. 4.58):

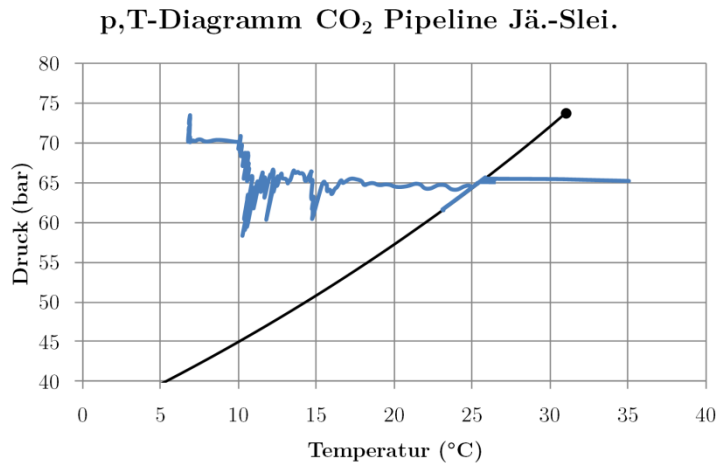


Abb. 4.58 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_V_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)

Der Pipelineeintritt ist dabei auf der rechten Seite der blauen Linie, die Phasengrenze wird etwa bei 7 km Strecke geschnitten.

Zur Vermeidung der geringen Drücke während der Stillstandszeiten und dementsprechend auch der Ausbildung mehrerer Phasen wurde das Szenario (and alle weiteren Szenarien Sz_3_xx_xx_x) noch einmal mit geregelterm Austrittsventil simuliert. Dabei wird bei einer Last kleiner 30 % am Eintritt das Austrittsventil linear bis auf 0 % Öffnung geregelt. Folgendes Bild zeigt den Verlauf von Massenströmen und Drücken in der geregelten Variante (Abb. 4.59):

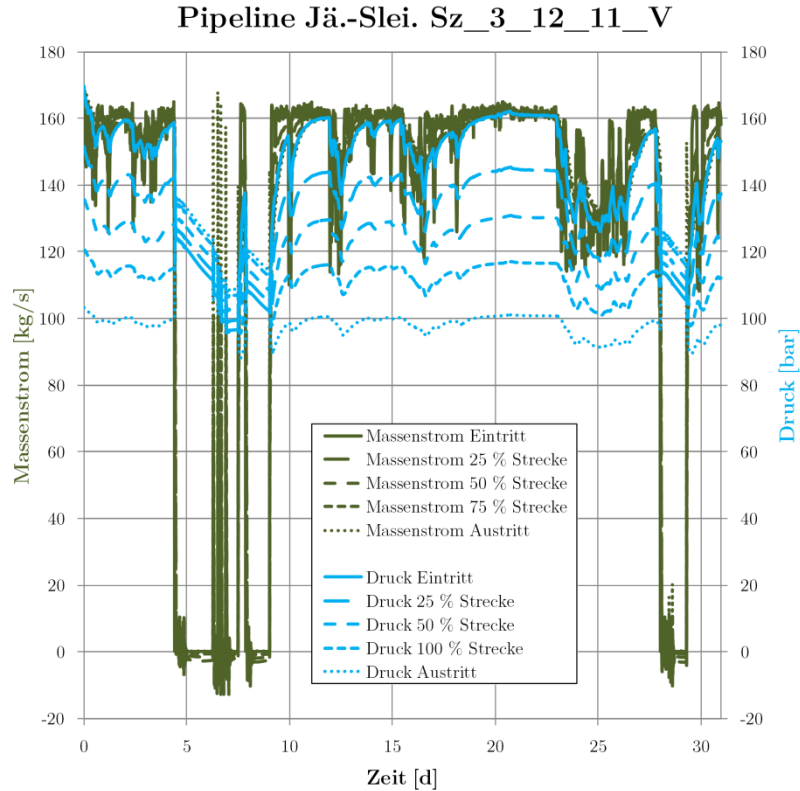


Abb. 4.59 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_V_S

Wie man erkennen kann, liegt durch die Regelung der Druck in den Stillstandszeiten deutlich höher (etwa 60 bar), zu keinem Zeitpunkt wird der kritische Druck unterschritten. Durch das höhere

Druckniveau fallen auch die Dichteänderungen in den Stillstandsphasen deutlich geringer aus (Abb. 4.60):

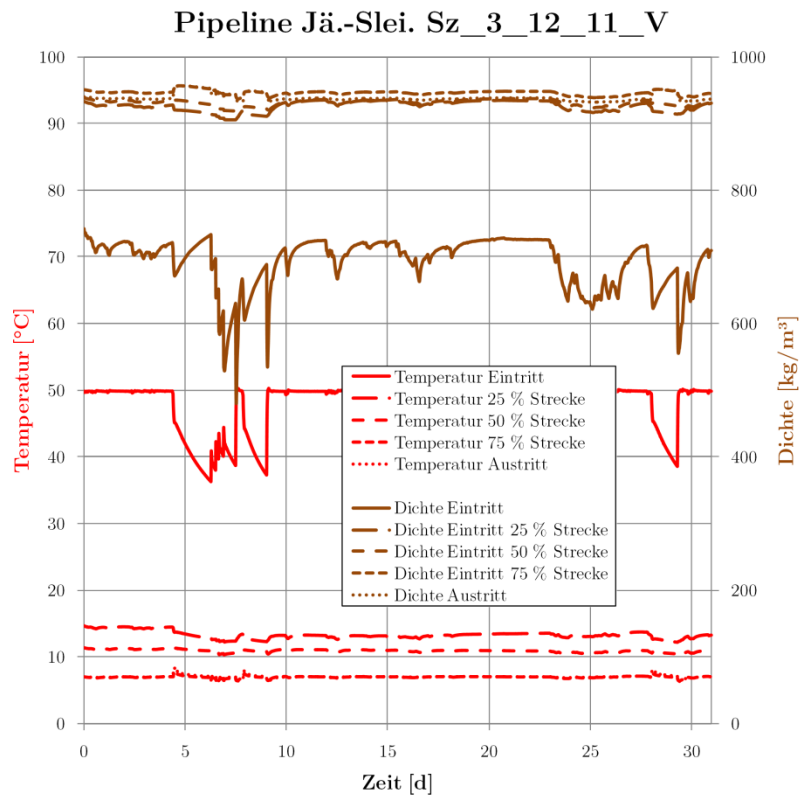


Abb. 4.60 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_V_S

Betrachtet man die Verläufe im Injektionsbrunnen, kann man erkennen, dass es zu den Zeiten mit Injektionsstopp zu einem deutlichen Druckabfall in den oberen Abschnitten des Injektionsbrunnens kommt (Abb. 4.61):

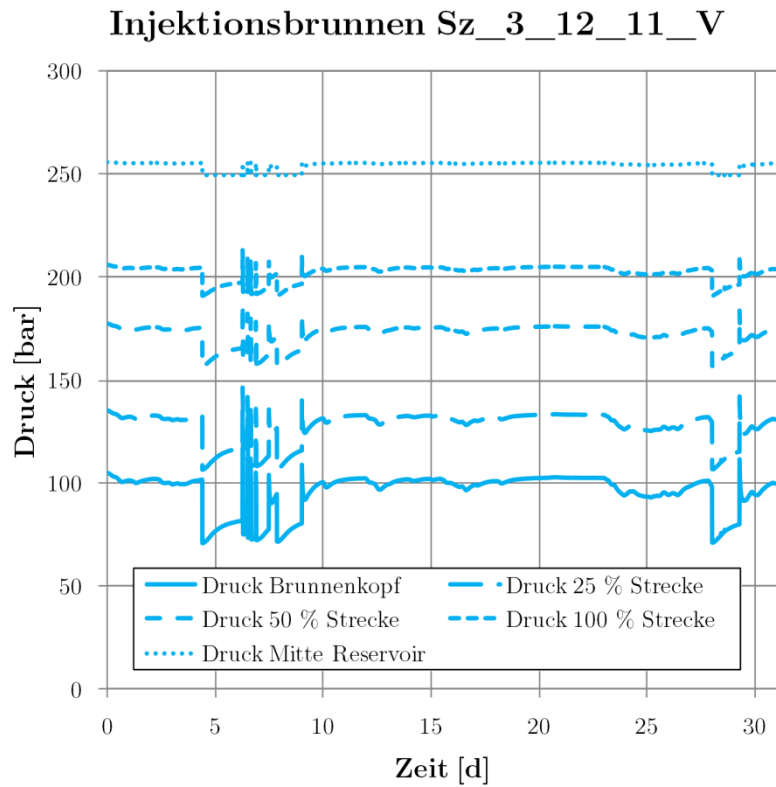


Abb. 4.61 Druckverläufe im Injektionsbrunnen Sz_3_12_11_V_S

Es kommt jedoch nicht zu wesentlichen Dichteänderungen (Abb. 4.62):

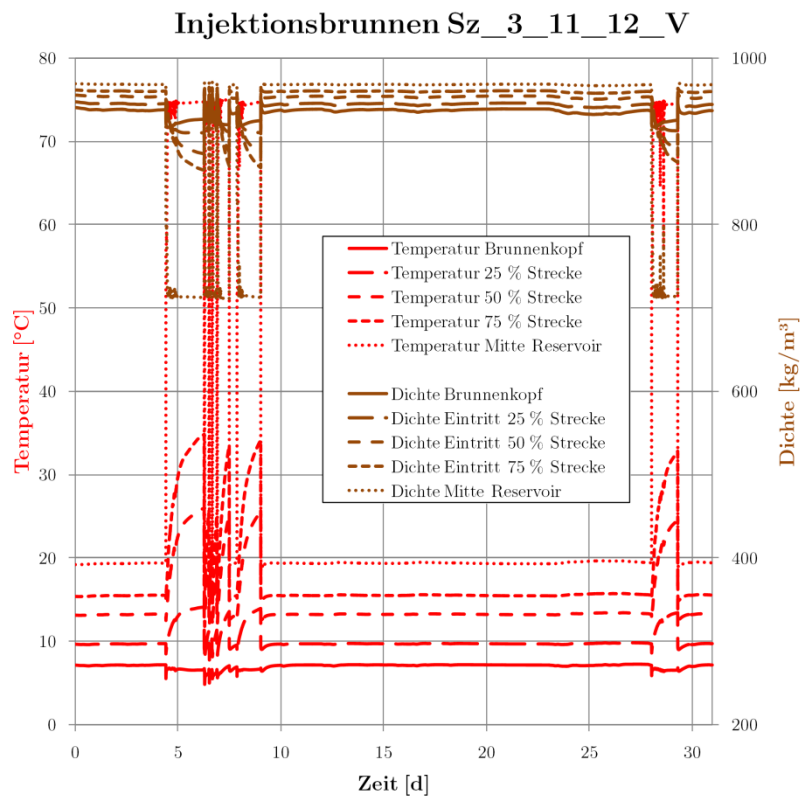


Abb. 4.62 Temperatur- und Dichteverläufe im Injektionsbrunnen Sz_3_12_11_V_S

Insgesamt wird durch die Strategie, den Austrittsdruck zu regeln, ein problemloser Betrieb der Pipeline unter den vorgegebenen Lastbedingungen möglich. Negative Auswirkungen können nicht festgestellt werden, es müssen lediglich geeignete Regelstrecken errichtet werden, um den Druck in Stillstandszeiten auf einem etwas erhöhten Niveau und das CO₂ durchweg in einphasigem Zustand zu halten. Wie gezeigt, ist dies bereits mit einem einfachen Proportionalregler in Abhängigkeit vom Massenstrom möglich.

Die folgenden Szenarien werden aufgrund dessen nur noch in der geregelten Variante vorgestellt.

4.6.2 Sz_3_01_12_V

Szenario Sz_3_01_12_V beschreibt einem Monat mit Lastensenkungen und hohen Lastschwankungen. Dabei werden mehrmals kurzzeitig etwa 70 % Last erreicht, einmal etwa 40 % Last und gegen Monatsende kommt es kurz zum Abschalten des Kraftwerks. Die Druck- und Massenstromverläufe für das Szenario Sz_3_01_12_V sind in Abb. 4.63 dargestellt:

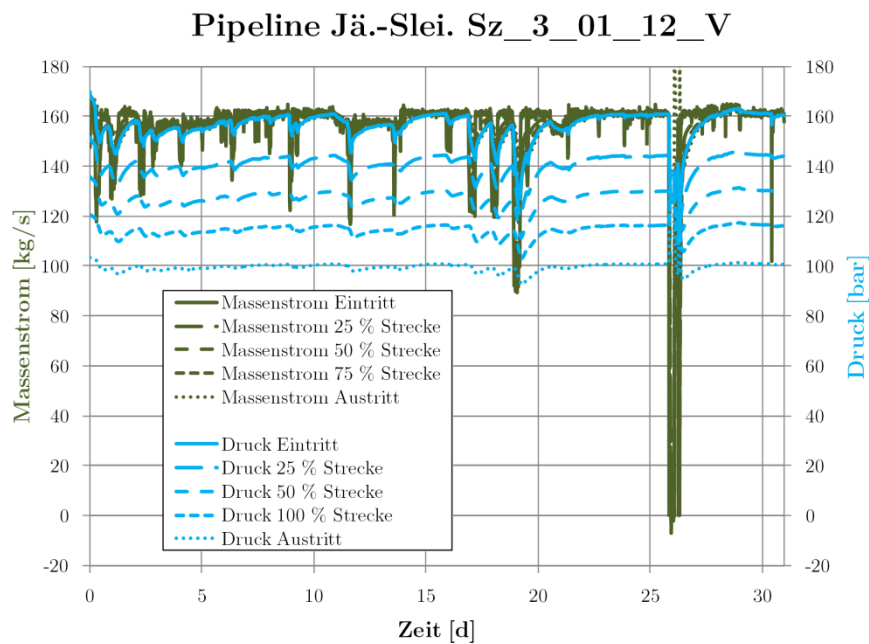


Abb. 4.63 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_12_V_S

Die Drücke schwanken insgesamt wenig, der Austrittsdruck nur bei länger anhaltenden Laständerungen. Betrachtet man den Zeitraum von Tag 15 bis Tag 20, kann man den Effekt noch deutlicher sehen. Während der Eintrittsdruck aufgrund der Verdichterregelung (zum Ausgleich der Massenstromabhängigen Reibungsdruckverluste) um bis zu 20 bar fällt oder steigt, beträgt die Schwankung des Austrittsdrucks nur etwa 5 bar (Abb. 4.64):

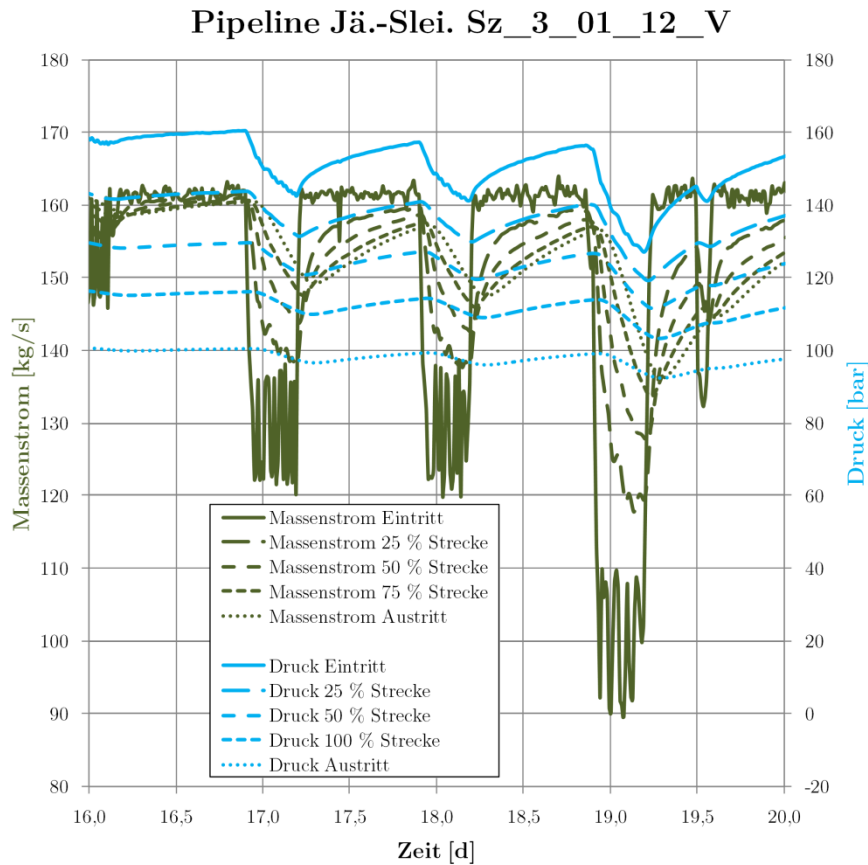


Abb. 4.64 Massenstrom- und Druckverläufe im Detail Sz_3_01_12_V_S

Temperaturen und Dichten sind im vorgestellten Szenario nahezu konstant (Abb. 4.65):

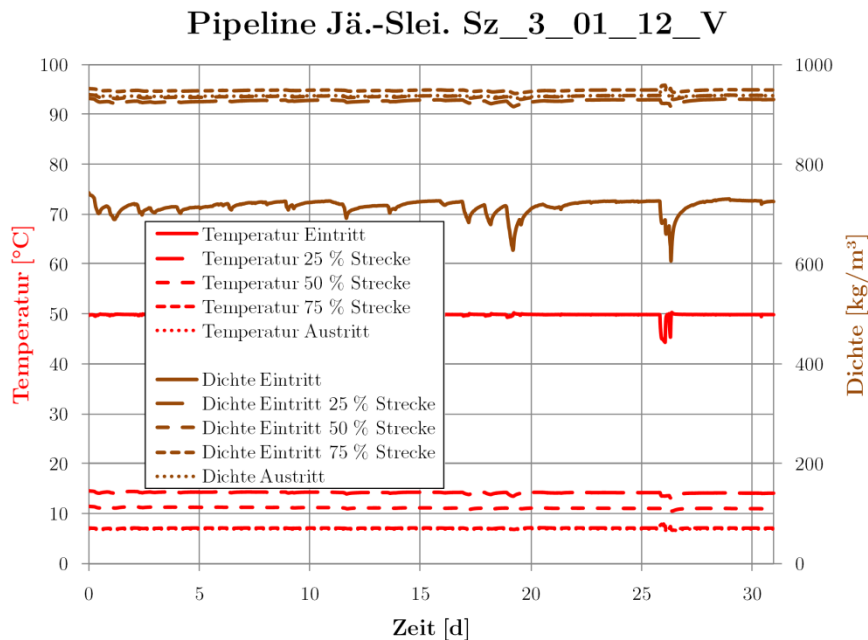


Abb. 4.65 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_12_V_S

Die Druckverläufe im Injektionsbrunnen sind ebenfalls nahezu konstant, lediglich beim Lastabwurf zum Ende des Monats kommt es zu geringfügigen Schwankungen (Abb. 4.66):

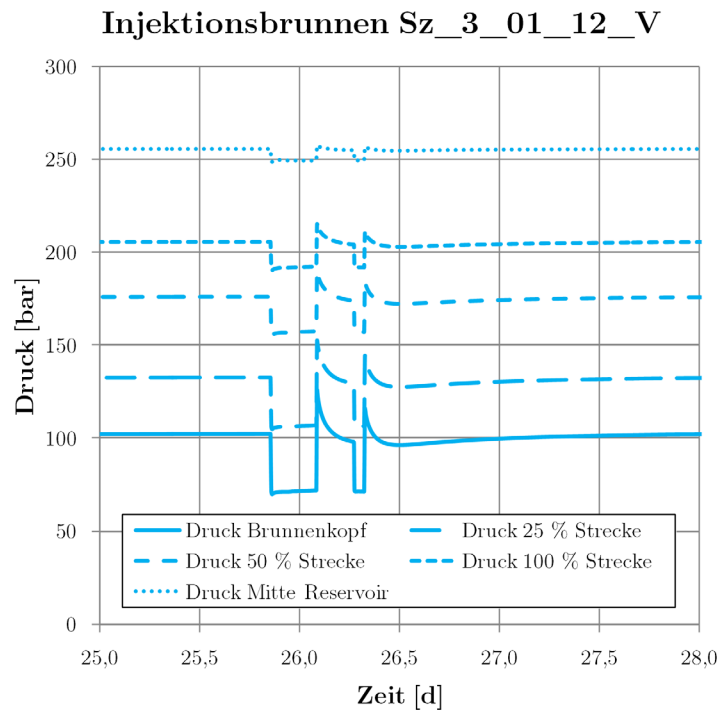


Abb. 4.66 Massenstrom- und Druckverläufe Injektionsbrunnen im Detail Sz_3_01_12_V_S

Der CO₂-Strom des Lastganges kann von Pipeline und Brunnen problemlos transportiert werden.

4.6.3 Sz_3_07_12_V

Szenario Sz_3_07_12_V stellt einen Monat mit durchgängig hoher Leistung des Kraftwerkes dar. Es gibt nur geringe Abweichungen von der vollen Last und entsprechend nur sehr geringe Druckschwankungen (Abb. 4.67):

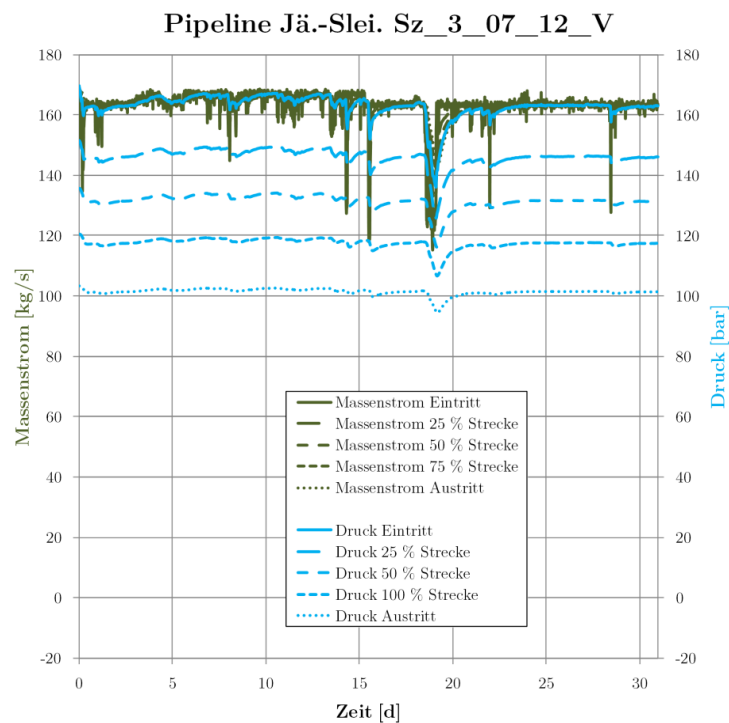


Abb. 4.67 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_07_12_V_S

Die Temperaturverläufe entsprechen nahezu denen der statischen Lastgänge, auch die Dichte schwankt nur minimal (Abb. 4.68):

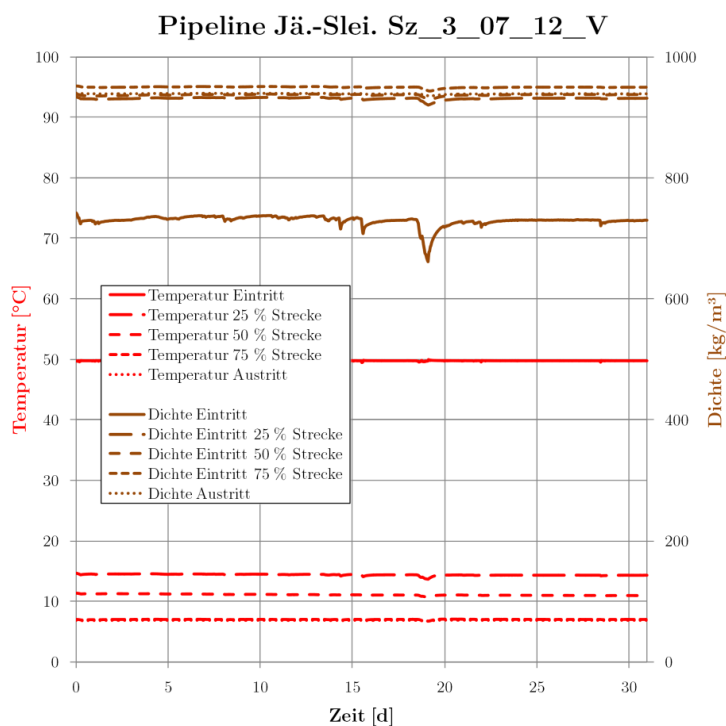


Abb. 4.68 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_07_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Im Injektionsbrunnen sind ebenfalls kaum Schwankungen zu verzeichnen. Insgesamt ist dieser Lastgang unproblematisch, für das gesamte Transport- und Injektionssystem werden keine Probleme erwartet.

4.6.4 Sz_3_01_13_V

Szenario Sz_03_01_13_V zeigt einen Monat mit Lastensenkungen am Monatsanfang, Reparaturstillstand in der Monatsmitte und Normalbetrieb am Monatsende.

Während des Reparaturstillstands sinken die Drücke in der Leitung zwar ab, insbesondere die Pipelineabschnitte in höheren Lagen sind hiervon betroffen (hier etwa bei 75 % der Strecke). Es werden jedoch auch nach neun Tagen Stillstand keine problematischen (unterkritischen) Werte erreicht (Abb. 4.69):

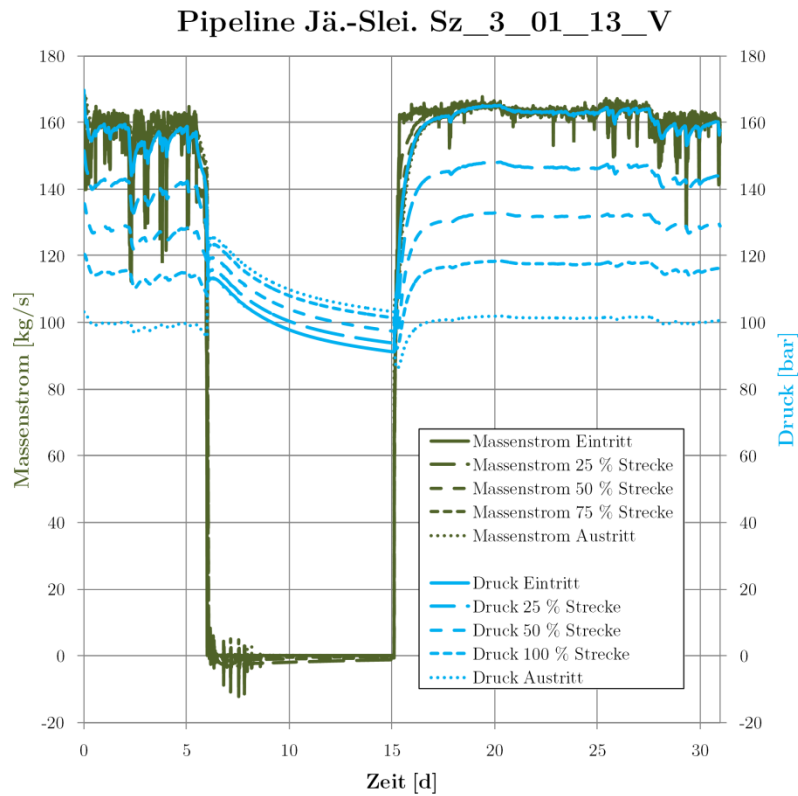


Abb. 4.69 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_13_V_S

Die Temperaturen am Pipelineeintritt sinken in dieser Zeit um etwa 25 K ab, im weiteren Streckenverlauf sind jedoch nahezu keine Auswirkungen des Stillstands zu verzeichnen (Abb. 4.70):

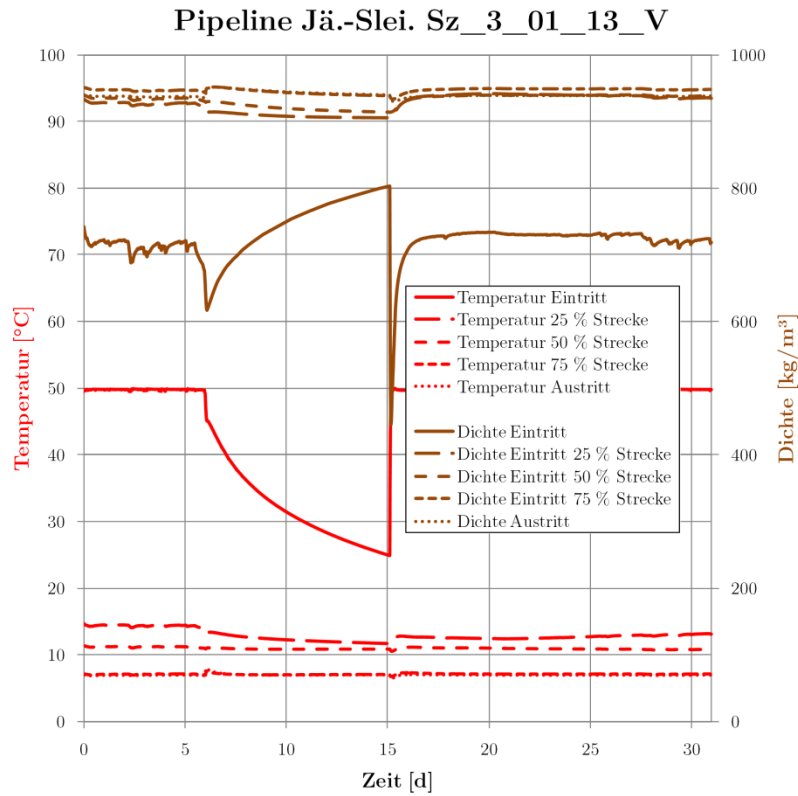


Abb. 4.70 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_13_V_S

Im Injektionsbrunnen sind keine besonderen Auswirkungen zu erkennen. Bei Injektionsstopp ab Tag 6 fallen zunächst die Drücke im Brunnen ab (etwa 10 bis 30 bar in der oberen Hälfte des Injektionsbrunnens). Durch die Erwärmung des CO₂ durch die Umgebung kommt es jedoch zu einem Druckanstieg während des Stillstands (Abb. 4.71):

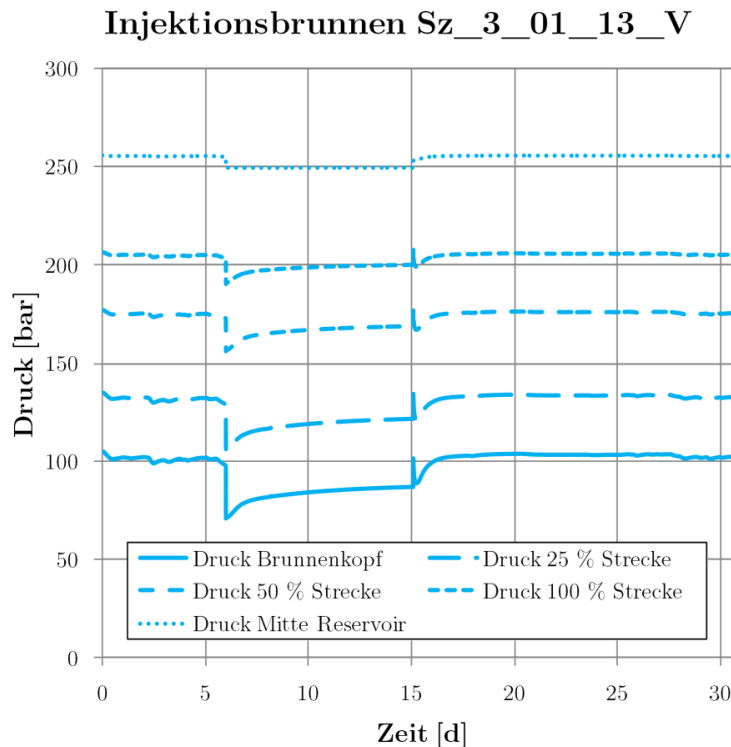


Abb. 4.71 Massenstrom- und Druckverläufe Injektionsbrunnen im Detail Sz_3_01_13_V_S

Die Simulationsergebnisse zeigen, dass auch längere Stillstandsperioden für das Transportsystem problemlos zu handhaben sind. Da solche Reparaturstillstände in der Regel mit deutlichem Vorlauf geplant werden, wäre es ebenfalls denkbar, den mittleren Pipelinedruck durch rechtzeitiges Schließen des Austrittsventiles anzuheben, um auch im Falle einer Verlängerung des Stillstandes um mehrere Wochen einen überkritischen Druck an allen Stellen der Leitung sicherzustellen.

4.6.5 Sz_3_02_13_V

Im Szenario Sz_3_02_13_V wird ein Monat mit stabilem Betrieb und wenigen Lastensenkungen dargestellt. Die Verläufe zeigen keine Besonderheiten, es gibt nur sehr geringe Schwankungen (Abb. 4.72):

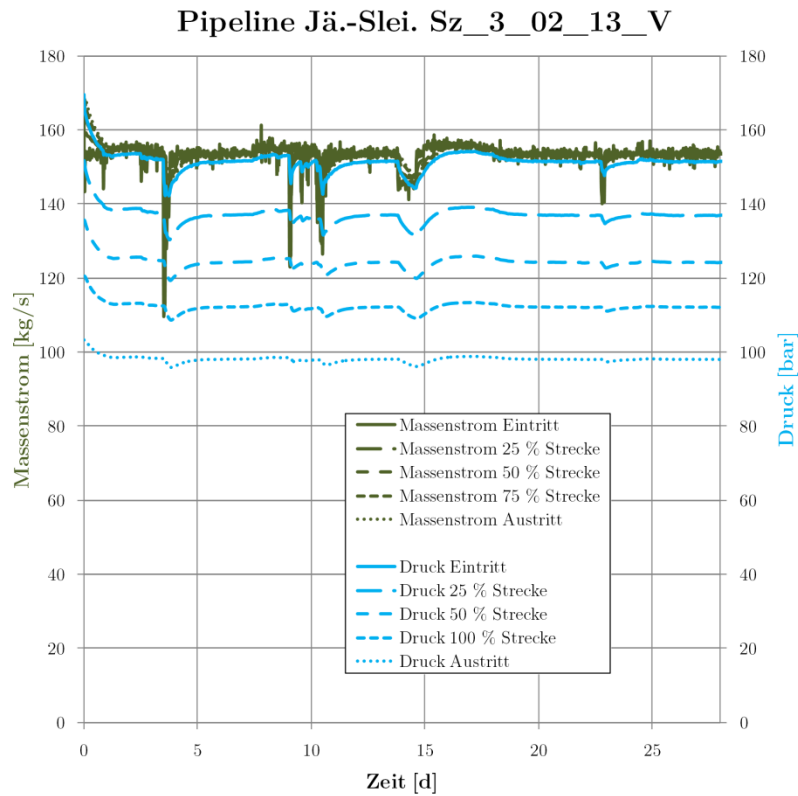


Abb. 4.72 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_02_13_V_S

Bei den Verläufen von Dichte und Temperatur sind ebenfalls nahezu keine zeitlichen Änderungen auszumachen (Abb. 4.73):

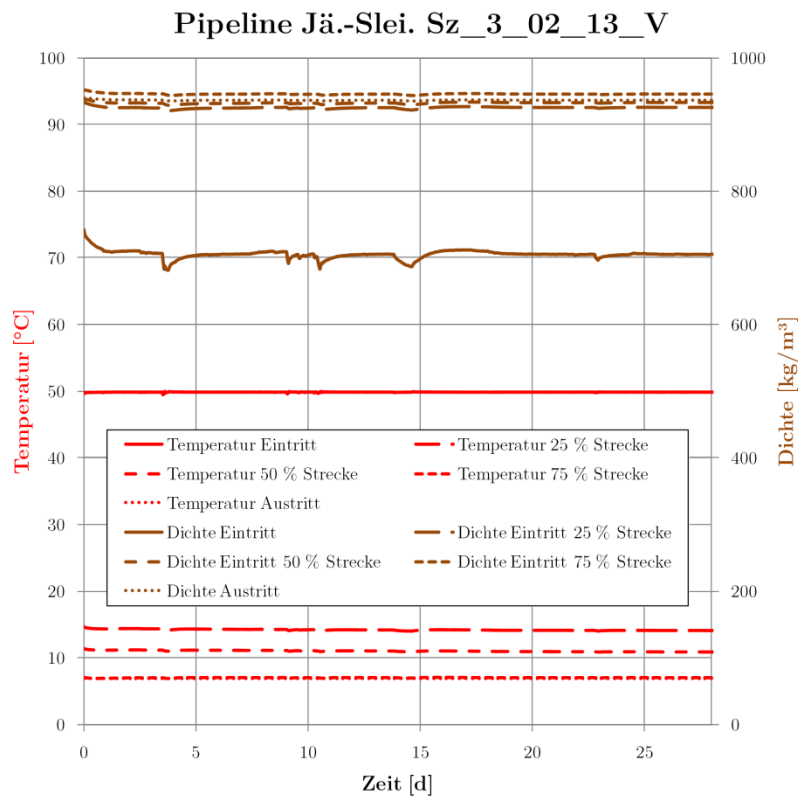


Abb. 4.73 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_02_13_V_S

Im Brunnen sind ebenfalls kaum Schwankungen zu verzeichnen. Insgesamt ist dieser Lastgang der unproblematischste, für das Transport- und Injektionssystem werden keine Probleme erwartet.

4.6.6 Zusammenfassung

Alle untersuchten Lastgänge konnten mit den beiden vorgestellten CCS-Systemen transportiert (und gespeichert) werden. Voraussetzung dafür sind lediglich zwei Regelkonzepte, eines zur Aufrechterhaltung der Strömung (Anpassung des Eintrittsdruckes durch die Regelung des Verdichters) und eines zur Aufrechterhaltung des mittleren Pipelinedruckes im unteren Lastbereich unter etwa 30–35 % Last (Anpassung des Austrittsmassenstromes/Druckverlustes der Pipeline durch ein eintrittsmassenstromgeregeltes Ventil am Austritt).

Durch die Trägheit des Systems und die langen Laufzeiten sind diese Regelstrategien relativ einfach umzusetzen. Nach dem Stand der Technik erfolgt eine solche Regelung unter Nutzung einer parallel zum Betrieb ablaufenden Echtzeitsimulation der Pipeline, welche neben den Zustandsinformationen an jeder Stelle des Transportsystems auch die Stellgrößen für die Regler von Verdichtern und Armaturen ausgeben kann.

Da die untersuchten Lastgänge einen Großteil der zukünftig zu erwartenden Lasten, Lastgradienten und Stillstandszeiten abdecken, ist anzunehmen, dass beim Normalbetrieb keine prinzipiellen Probleme mit dem Transportsystem zu erwarten sind. Die Pipelines können also auch mit flexiblen CCS-Kraftwerken unter dem Einfluss größerer Anteile erneuerbarer Energien im Netz betrieben werden. Sonderfälle wie die Befüllung, Entleerung und Lecks in der Pipeline werden in den nächsten Kapiteln behandelt.

4.7 Ergebnisse Erstbefüllung Pipeline

Eine Simulation der Erstbefüllung der Rohrleitung mit OLGA war nicht uneingeschränkt möglich. Die Vorgehensweise bestand darin, die Simulation mit 1 bar Druck in der Pipeline zu starten. Es kam jedoch zu Abbrüchen der Simulation aufgrund von falschen Druckwerten in den Iterationsschritten (teilweise wurden negative Drücke berechnet, siehe Abb. 4.74):

```
*****
*                                     *
*                                     *
*                OLGA STOP          *
*                                     *
*                                     *
*****
THE OLGA SIMULATION ABORTED AT TIME 60.00000000 SECONDS.
PRESSURE BELOW TABLE VALUES (P = -4.158 bara, T = -3.253 C)
REPORTED IN FLOWPATH=Pipeline Jönschwalde-Rotterdam, PIPE=PIPE-371, SECTION=2.
```

Abb. 4.74 Ausschnitt Protokoll Simulation OLGA (Screenshot von [51])

Ein weiterer Versuch die Simulation durchzuführen, bestand darin, die komplett gefüllte Pipeline ab 170 bar zu entleeren (Druck am Austritt: 1 bar) und dann die Wiederbefüllung zu starten. Hier konnte ohne Probleme simuliert werden, wobei sich jedoch sehr lange Simulationszeiten beobachten ließen.

4.7.1 Pipeline Jänschwalde-Sleipner

Der hier dargestellte Befüllvorgang mit etwa 16 kg/s (57,6 t/h) gasförmigem CO₂ (etwa 10 % Last) könnte mit einigem Aufwand noch mit mobilen CO₂-Tanklastzügen und mobilen Verdichtern realisiert werden. Hier wäre jedoch eine Verdampfung des CO₂ notwendig, um die Rohrleitungswände vor tiefen Temperaturen zu schützen und der Trockeneisbildung in der Pipeline vorzubeugen. Eine Alternative bestünde in der Nutzung des Kraftwerksprozesses zur Erstbefüllung der Pipeline. Größtes Problem bei der Befüllung wäre hier der Druckaufbau. Aufgrund der großen Dichteunterschiede zwischen dem Leerzustand und dem Betriebszustand kann im Normalfall kein normaler Betriebsverdichter eingesetzt werden, da diese Maschinen sich üblicherweise nicht über einen so großen Druck- und Dichtebereich regeln lassen.

Abb. 4.75 zeigt den Verlauf der Befüllung mit etwa 10 % Last.

Aufgrund des hohen Volumens der Pipeline dauert die Befüllung mit etwa 115 Tagen insgesamt sehr lange. Gut zu erkennen sind die Druckplateaus, die sich aufgrund der Kondensation des CO₂ einstellen. In den ersten 18 Tagen liegt das CO₂ komplett gasförmig vor, der Druck steigt in der gesamten Pipeline gleichmäßig. Nach etwa 18 Tagen beginnt das CO₂ zu kondensieren und sich in den tiefer gelegenen Abschnitten der Pipeline anzusammeln. Es ergeben sich teils hohe Massenstromschwankungen durch die Kondensation/Verdampfung und die Fluidbewegungen aufgrund der Dichteunterschiede zwischen gasförmigen und flüssigem CO₂.

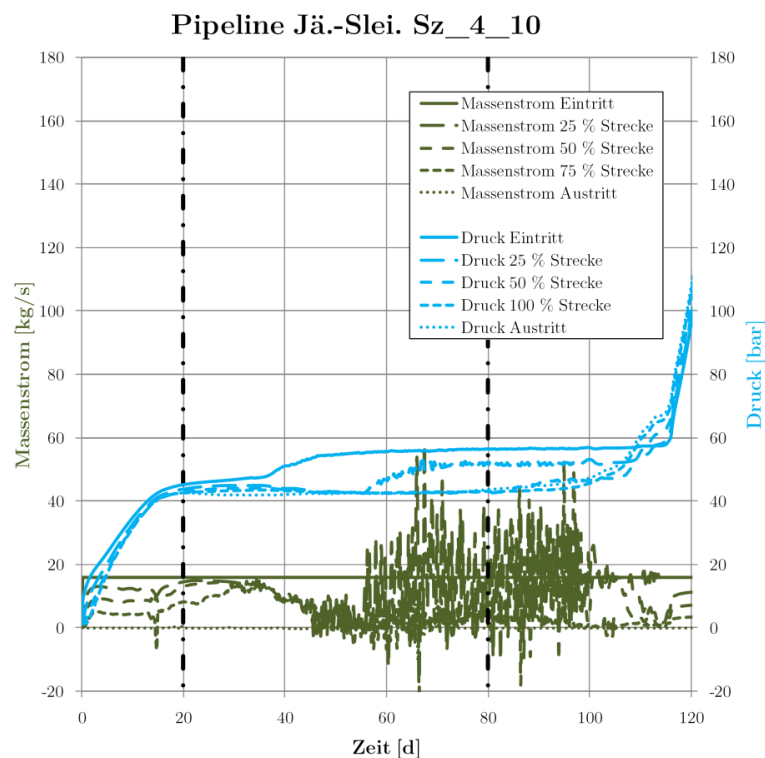


Abb. 4.75 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_10_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Man kann an den steigenden Dichten erkennen, dass sich die Verflüssigungsfront nicht vom Anfang zum Ende der Pipeline durchschiebt. Im hügeligen Terrain kommt es zur lokalen Ansammlung von

flüssigem CO₂, wodurch sich im Szenario zuerst auf 75 % der Strecke eine flüssige Phase ausbildet (Abb. 4.76):

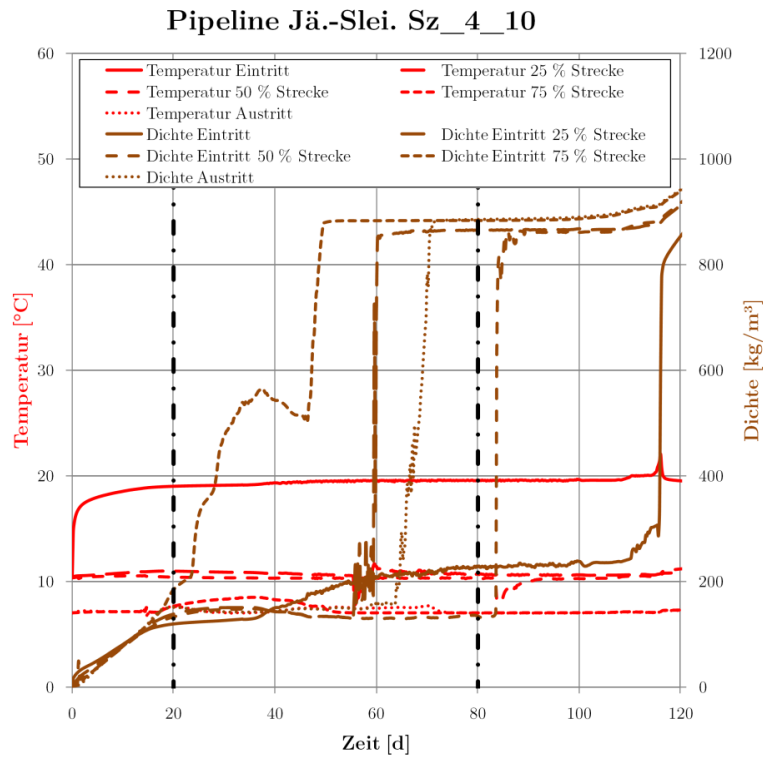


Abb. 4.76 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_10_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Dieses Verhalten wird noch deutlicher, wenn man sich den kompletten Streckenverlauf zu einem bestimmten Zeitpunkt ansieht. Folgende Abbildung zeigt das Pipelineprofil nach etwa 20 Tagen Befüllung (Abb. 4.77):

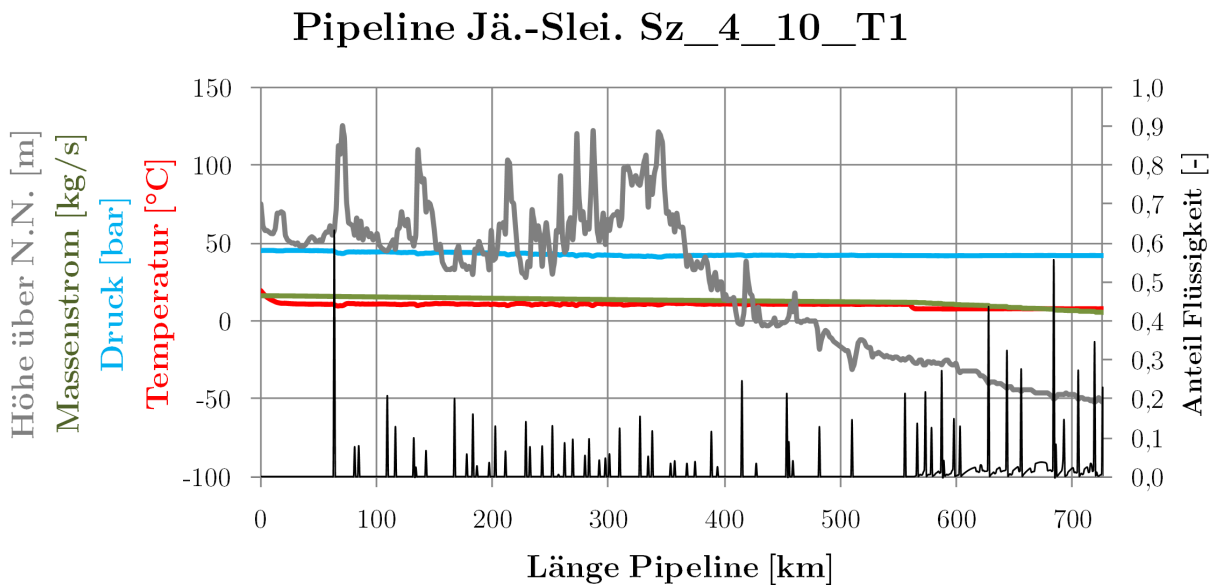


Abb. 4.77 Profil Sz_4_10_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 20 Tagen)

Nach 80 Tagen ist die erste Hälfte der Pipeline zum Großteil mit flüssigem CO₂ gefüllt (Abb. 4.78):

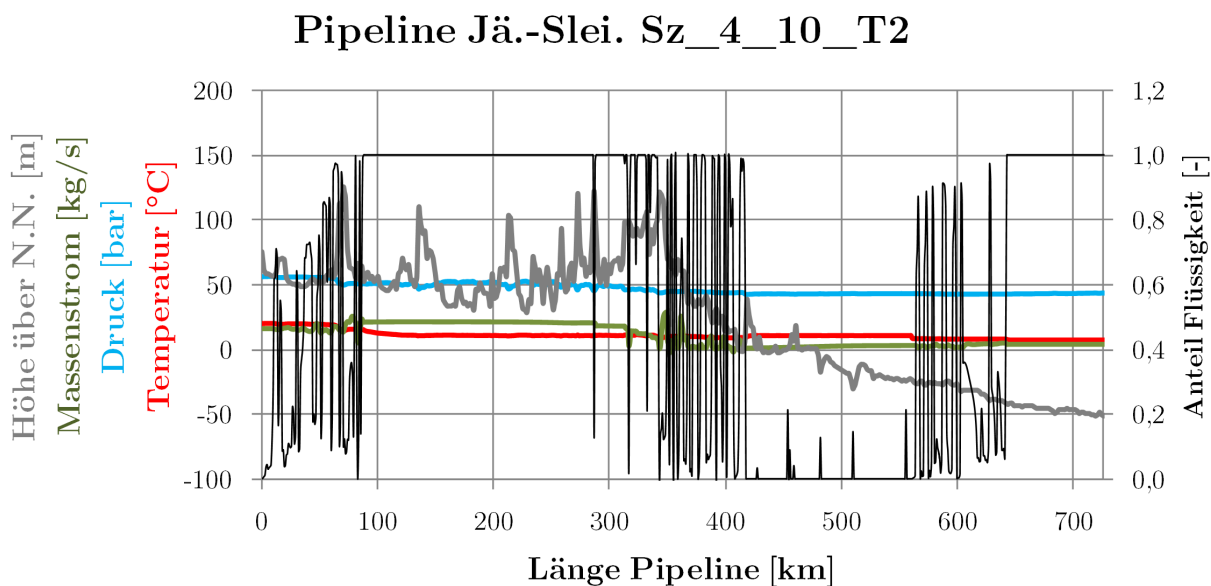


Abb. 4.78 Profil Sz_4_10_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 80 Tagen)

Wären die Verdichter in der Lage, auch größere Massenströme über den großen Druck- und Dichtebereich zu fördern und zu verdichten, wäre auch eine schnellere Befüllung denkbar. Nachfolgend dargestellt ist der Prozessverlauf, der sich bei Befüllung mit etwa 84 kg/s (50 % Last) ergeben würde (Abb. 4.79 und Abb. 4.80):

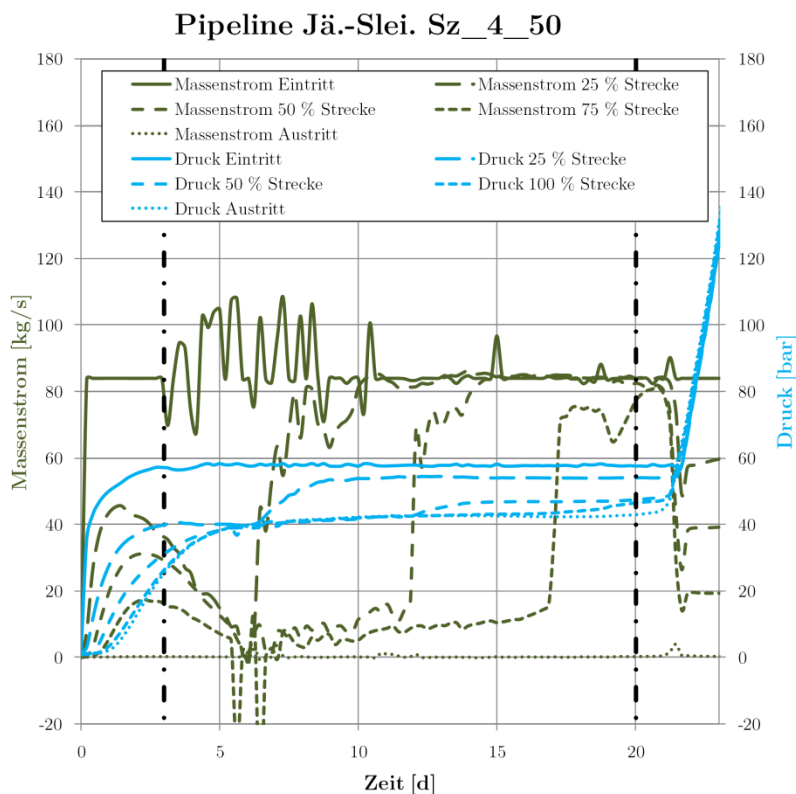


Abb. 4.79 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_50_S

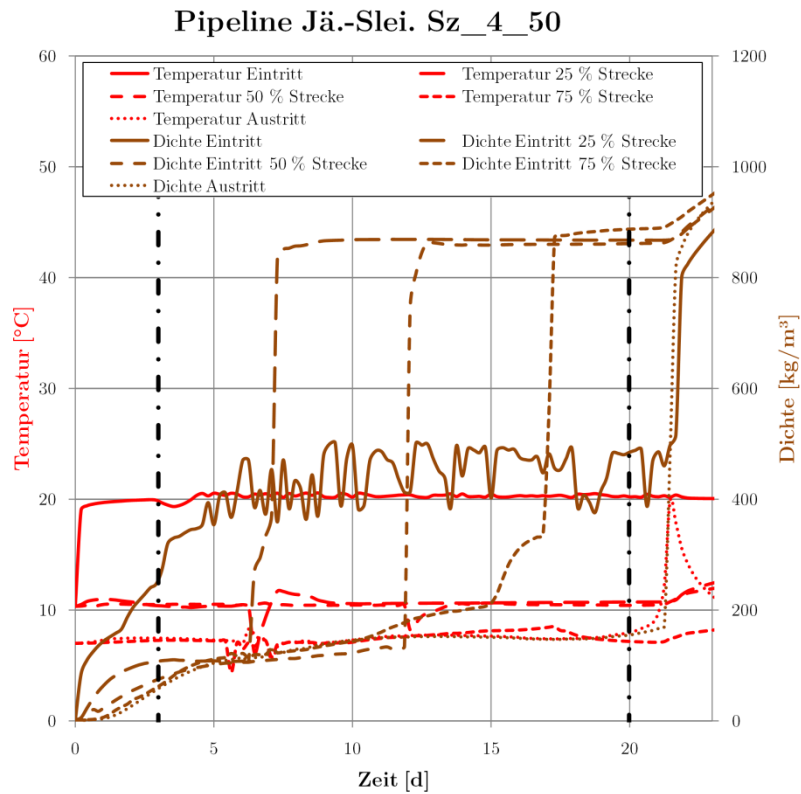


Abb. 4.80 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_50_S

Zunächst steigt der Massenstrom über die gesamte Pipeline an, nach zwei Tagen kommt es jedoch durch die Kondensation großer Mengen CO_2 im ersten Viertel der Pipeline zu einem Rückgang der Massenströme in den hinteren Streckenabschnitten (Abb. 4.81):

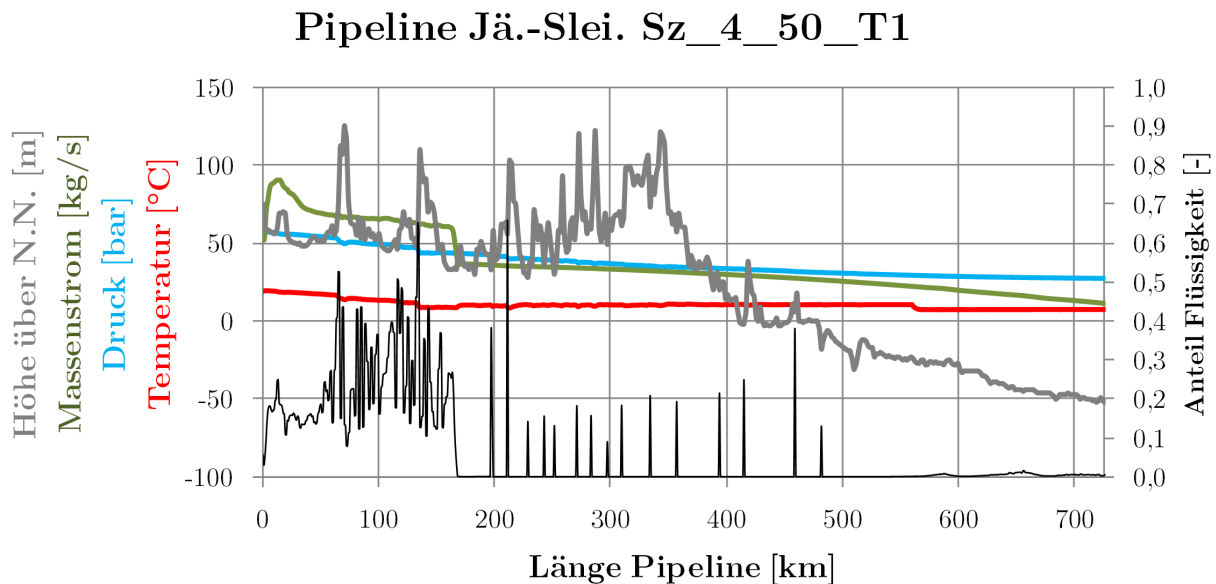


Abb. 4.81 Profil Sz_4_50_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 3 Tagen)

Nach 20 Tagen ist nahezu die gesamte Pipeline mit flüssigem CO_2 gefüllt (Abb. 4.82):

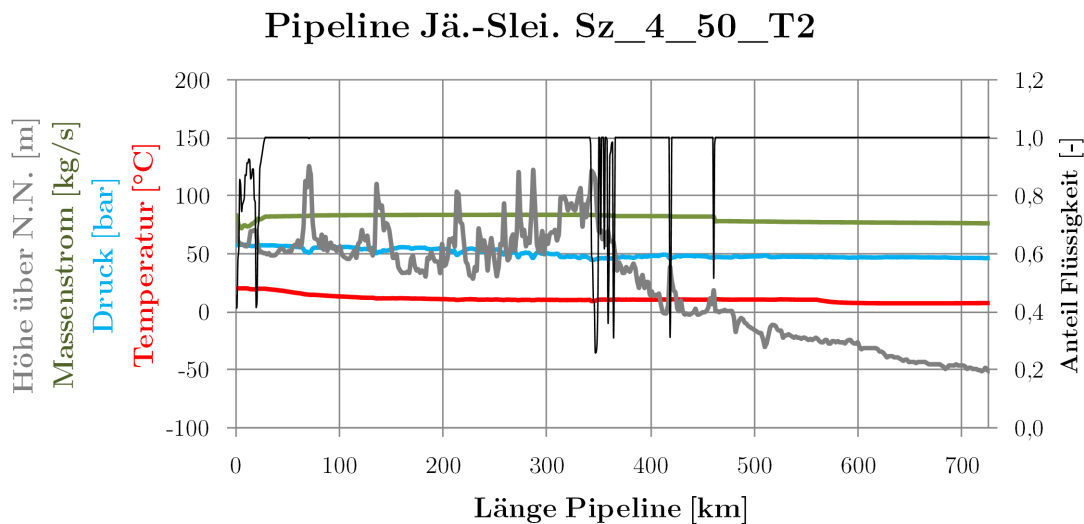


Abb. 4.82 Profil Sz_4_50_S Zeitpunkt 2 (etwa bei 20 Tagen)

Die Befüllung wäre mit diesem Schema nach etwa 23 Tagen abgeschlossen. Dieses Schema ist jedoch ebenfalls stark abhängig von den Möglichkeiten, welche die Verdichter bieten.

Üblicherweise sind die Druck- und Dichtebereiche, welche mit einer für den Normalbetrieb der Pipeline ausgelegten Maschine erreicht werden können, stark begrenzt. Für die hier vorgeschlagenen Befüllungsvarianten würden die Maschinen deutlich außerhalb des optimalen Betriebsbereiches arbeiten, sofern der Prozess überhaupt möglich ist.

Eine Möglichkeit wäre die vorübergehende Installation verschiedener Verdichter, welche die Druck- und Dichtestufen des Befüllvorgangs insgesamt abdecken können. Eine weitere denkbare Lösung wäre eine Anzapfung der Verdichterstufen der normalen Betriebsverdichter, so dass zu verschiedenen Stadien der Befüllung nur ein Teil der Verdichterstufen voll durchströmt wird und das CO_2 auf die gerade notwendige Druckstufe verdichtet. Der Hauptmassenstrom des CO_2 würde dann über die Anzapfung direkt in die Pipeline gefördert werden. Mit steigendem Druck und steigender Dichte würden dann sukzessive die nachfolgenden Stufen zugeschaltet, bis der normale Betriebsbereich des Verdichters erreicht ist. Diese Vorgehensweise ist jedoch nicht Stand der Technik. Weitere Möglichkeiten zur Befüllung sind unter Kapitel 2.2.5.6 sowie im folgenden Kapitel beschrieben.

4.7.2 CRC-Pipeline

Eine weitere in der Literatur dokumentierte Möglichkeit zur Befüllung einer Pipeline wird in [139] beschrieben. Die bereits vorgestellte CRC-Pipeline (Kapitel 2.2.7.1 und 3.2.1.2) wurde folgendermaßen befüllt: Zunächst wurde die gesamte Pipeline mit gasförmigem CO_2 bis zu einer Druck von etwa 50 bar gefüllt. Dann wurden alle Abschnitte (jeweils max. 16 km Länge) abgesperrt. Anschließend wurde die Pipeline Abschnitt für Abschnitt vom Eintritt her weiter befüllt, dabei wurde jeweils durch die Druckerhöhung das Zweiphasengebiet durchquert. Abb. 4.83 zeigt den (als isotherm angenommen) Befüllungsvorgang bei einer Temperatur von 15 °C:

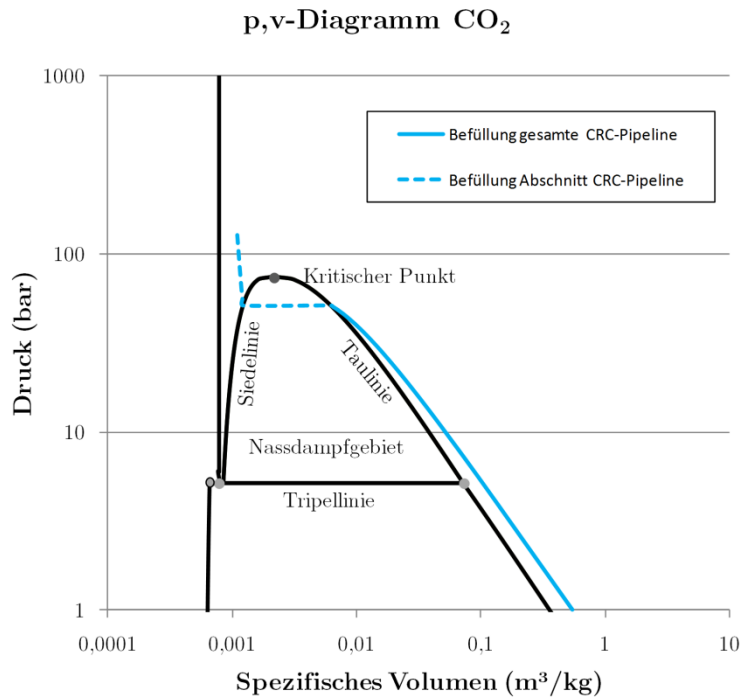


Abb. 4.83 Befüllung der CRC-Pipeline im p,v-Diagramm

4.8 Ergebnisse Entleerung Pipelineabschnitt

Bei der Entleerung eines Pipelineabschnittes treten insbesondere an der Ausblasleitung sehr niedrige Temperaturen auf. Die hier eingesetzten Materialien müssen für diese Temperaturen ausgelegt sein. Der gesamte Prozess muss insbesondere in Hinblick auf die Rohrwandtemperaturen überwacht werden. Werden dort sehr niedrige Temperaturen unterhalb der Übergangstemperatur erreicht, wenn die Pipeline noch unter Druck steht, kann es zum Unterschreiten der Festigkeit der Wandstärke und zum Sprödbbruch kommen, dies ist unter allen Umständen zu vermeiden. Gegebenenfalls muss das Ablassen über einen längeren Zeitraum oder in mehreren Abschnitten erfolgen, um die Wandtemperaturen hoch zu halten.

Zunächst werden die Verläufe für das Schließen und Entleeren des Pipelineabschnittes vorgestellt (Abb. 4.84). Von null bis zu einer Stunde erfolgt ein lineares Abfahren des Massenstromes am Eintritt, die Drücke in der gesamten Pipeline fallen darauf hin leicht ab. Nach 50 Minuten wird das Austrittsventil geschlossen, wodurch sich der Druck am Ende der Pipeline erhöht. Nach 55 Minuten wird das Ventil am Anfang des abzusperrenden Abschnittes geschlossen, nach 60 Minuten das Ventil am Ende des Abschnittes. Alle Ventile schließen innerhalb fünf Minuten. Dadurch werden die Pipelineabschnitte, die nicht betroffen sind unter höherem Druck gehalten. Das Eintrittsventil der gesamten Pipeline muss ebenfalls geschlossen werden, dies ist im Modell jedoch nicht notwendig (der Massenstrom wird jedoch auf 0 kg/s gesetzt):

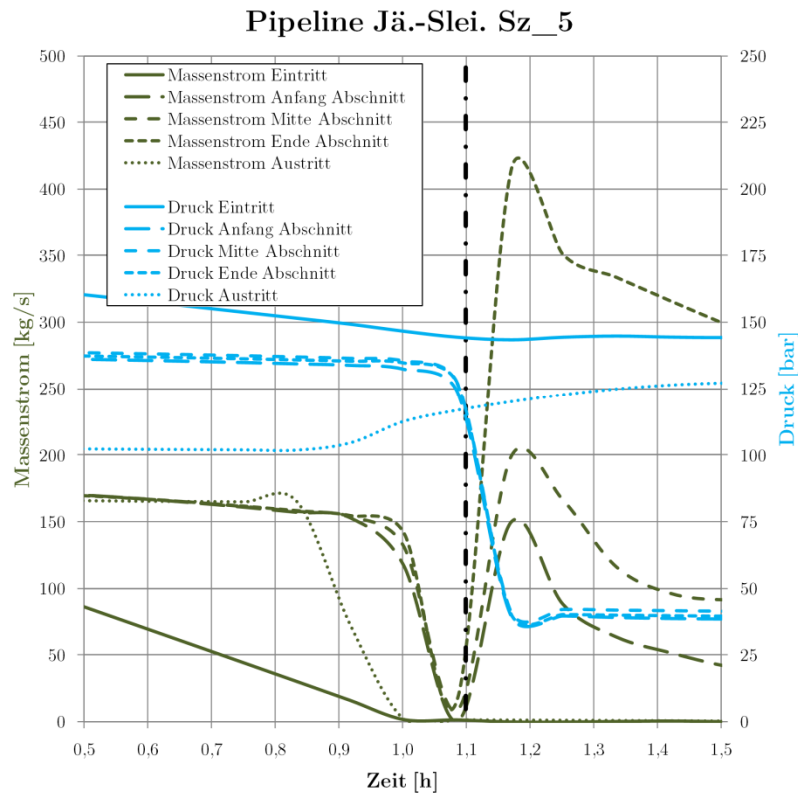


Abb. 4.84 Massenstrom- und Druckverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Nach 66 Minuten öffnet die Ausblasleitung (Durchmesser 10,0 cm) und das CO₂ beginnt auszuströmen. Nach etwa 20 Stunden ist der Abschnitt entleert (Abb. 4.85):

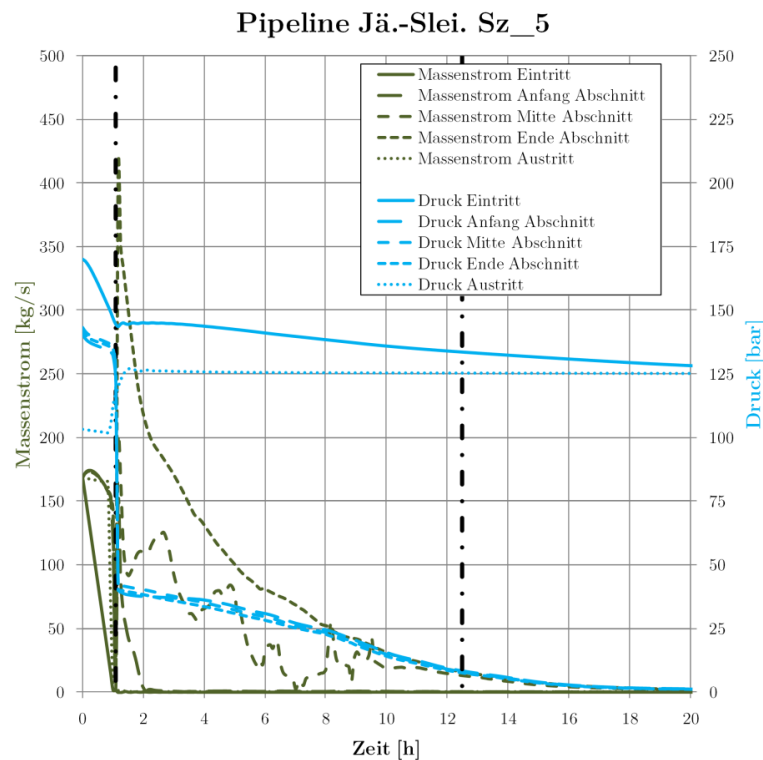


Abb. 4.85 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_S

Im Verlauf der Entleerung kommt es kurzzeitig zu sehr hohen Massenströmen am Austrittspunkt (um bis zu 400 kg/s), bei etwa zwei Stunden fällt dieser Wert auf etwa 200 kg/s und nimmt dann nahezu linear bis zur vollständigen Entleerung ab. Mit zunehmendem Druckabfall fällt die Temperatur im Abschnitt auf bis zu $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Abb. 4.86):

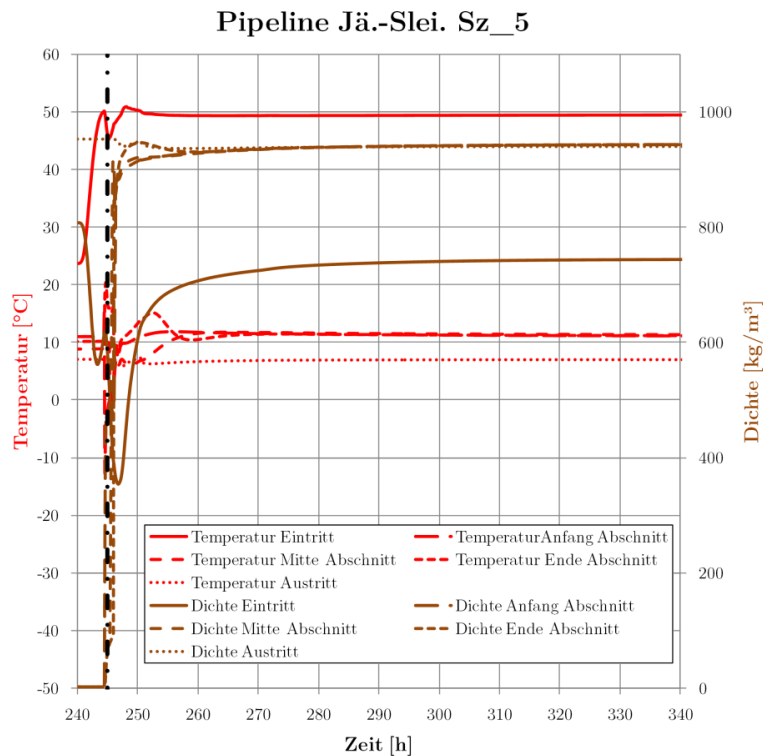


Abb. 4.86 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Das CO_2 beginnt überkritisch auszuströmen, es kommt jedoch schnell zu einem starken Druckabfall auf ca. 40 bar im Abschnitt. Abb. 4.87 zeigt den Abschnitt im Detail (abgesperrt sind etwa 287 km bis 309 km). Gut zu erkennen ist die deutlich erhöhte Geschwindigkeit am Ablassventil.

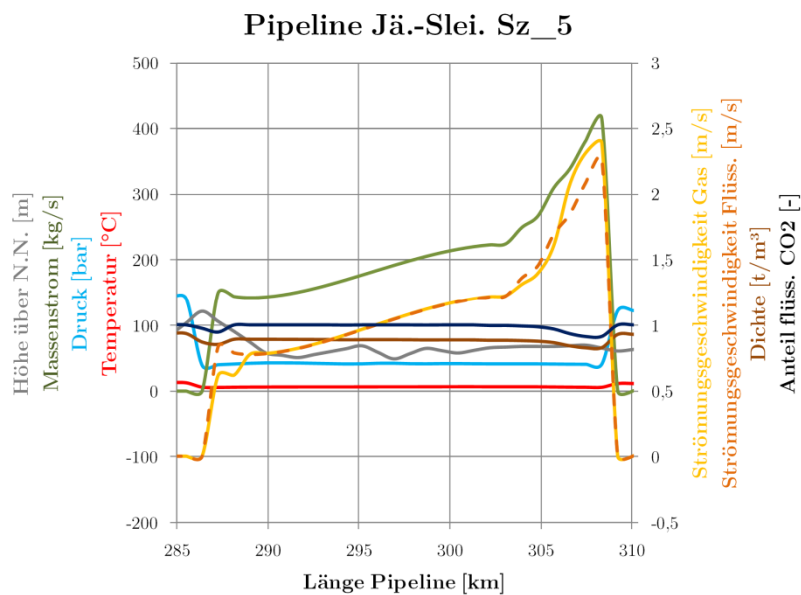


Abb. 4.87 Profil Sz_5_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 1,1 Stunden)

Das CO₂ strömt weiter aus, nach und nach verdampft das flüssige CO₂ im Abschnitt und es bleiben einige wenige Ansammlungen von flüssigem CO₂ übrig. Nach 12,5 Stunden ist ein Großteil des CO₂ ausgeströmt (Abb. 4.88):

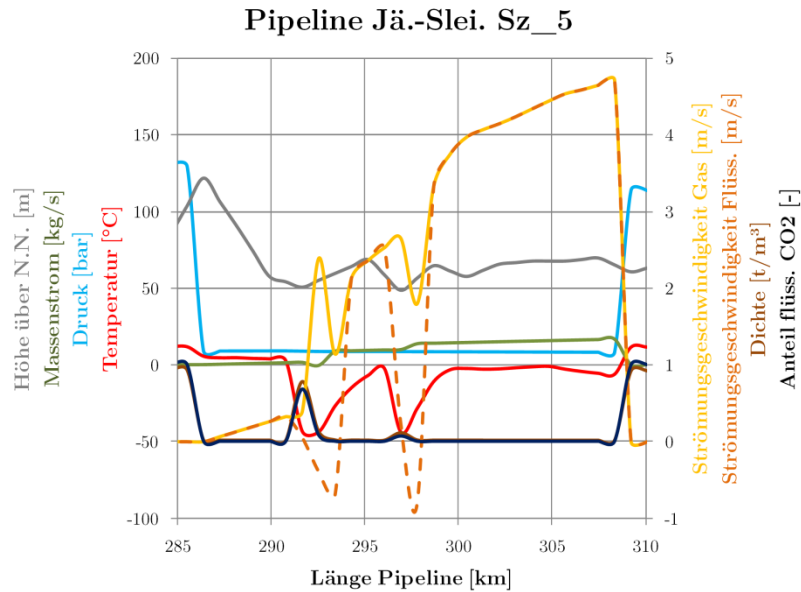


Abb. 4.88 Profil Sz_5_S Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 12,5 Stunden)

Nach einer Wartezeit von zehn Tagen beginnt das Wiederanfahren und Öffnen des Pipelineabschnittes. Dazu wird zunächst über einen Zeitraum von vier Stunden der Massenstrom am Eintritt der Pipeline bis auf 100 % Last erhöht. Der Eintrittsdruck erhöht sich dadurch bis auf 125 bar. Bei 244,5 h beginnt die Einströmung in den entleerten Abschnitt (Abb. 4.89):

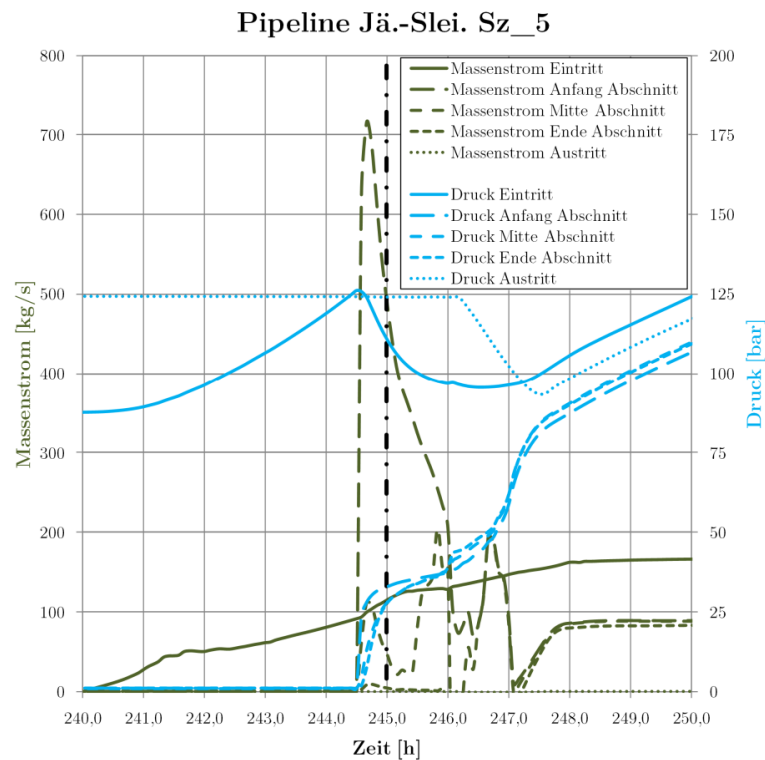


Abb. 4.89 Massenstrom- und Druckverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Diese sollte sehr langsam erfolgen, da es zu einer sehr starken Abkühlung durch den Joule-Thompson-Effekt kommt (125 bar Druckunterschied). Bei zu hoher Rate würde die Temperatur weiter fallen und sich ggf. Trockeneis bilden, welches den Abschnitt blockieren kann (Abb. 4.90).

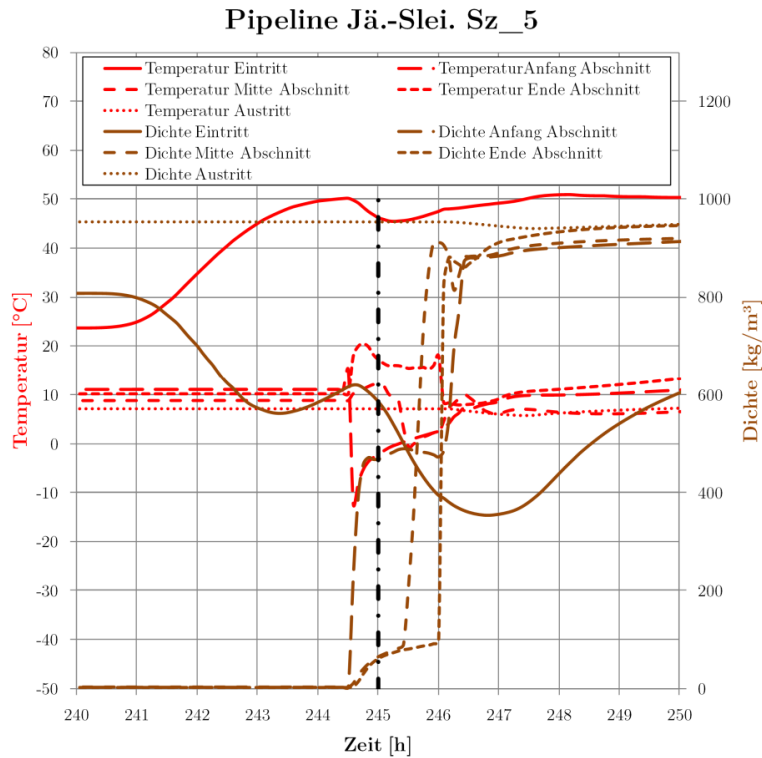


Abb. 4.90 Temperatur- und Dichteverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Beim Einströmen in den Abschnitt bildet sich ein Gemisch aus flüssigem und gasförmigem CO₂, welches nach und nach den Abschnitt (287 km bis 308 km) ausfüllt. Dabei steigt der Druck im Abschnitt kontinuierlich (Abb. 4.91):

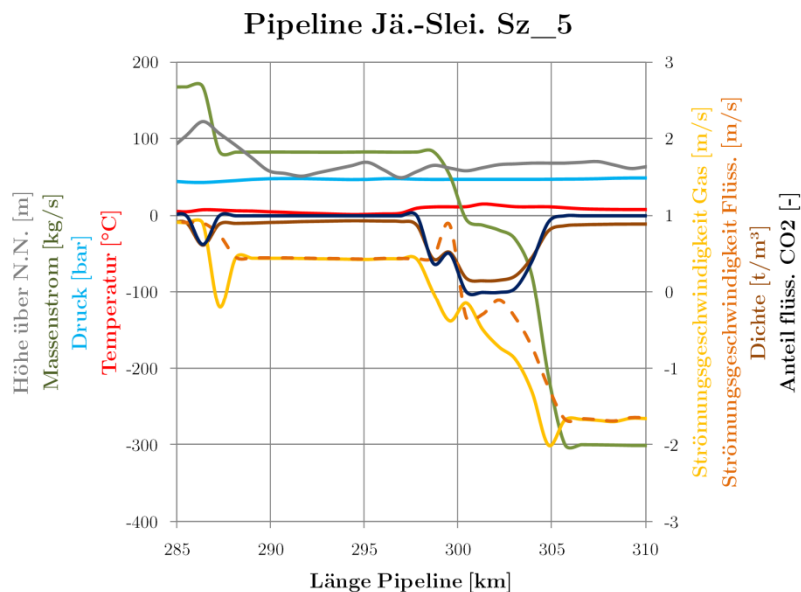


Abb. 4.91 Profil Sz_5_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 245 Stunden)

Nach 250 h wird das Ventil am Abschnittsausritt geöffnet und der normale Betrieb kann beginnen. Drücke und Massenströme erreichen nach etwa 300 h wieder stationäre Bedingungen (Abb. 4.92):

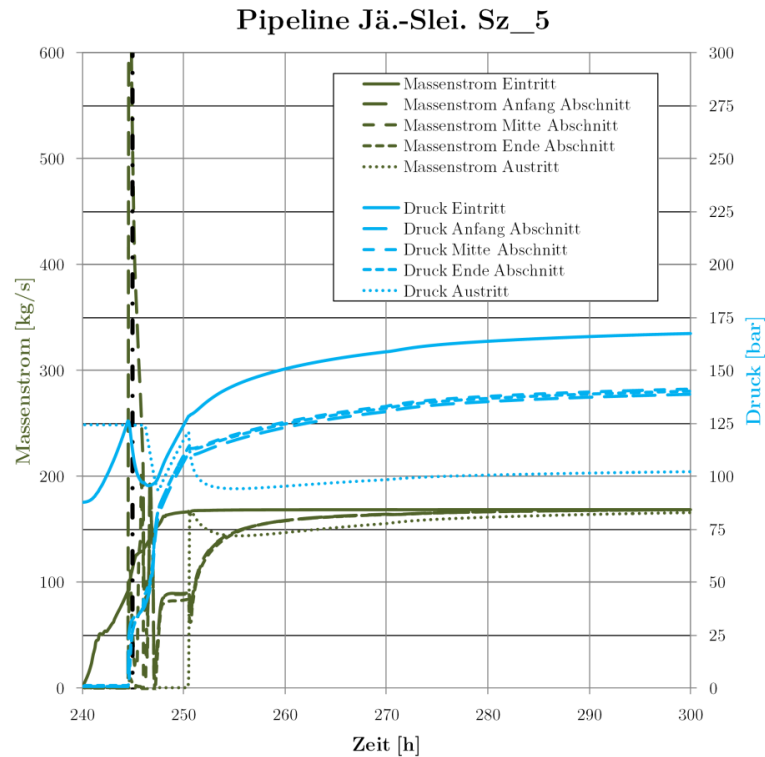


Abb. 4.92 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_S (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Bei den Temperaturen werden die stationären Bedingungen deutlich schneller erreicht (Abb. 4.93):

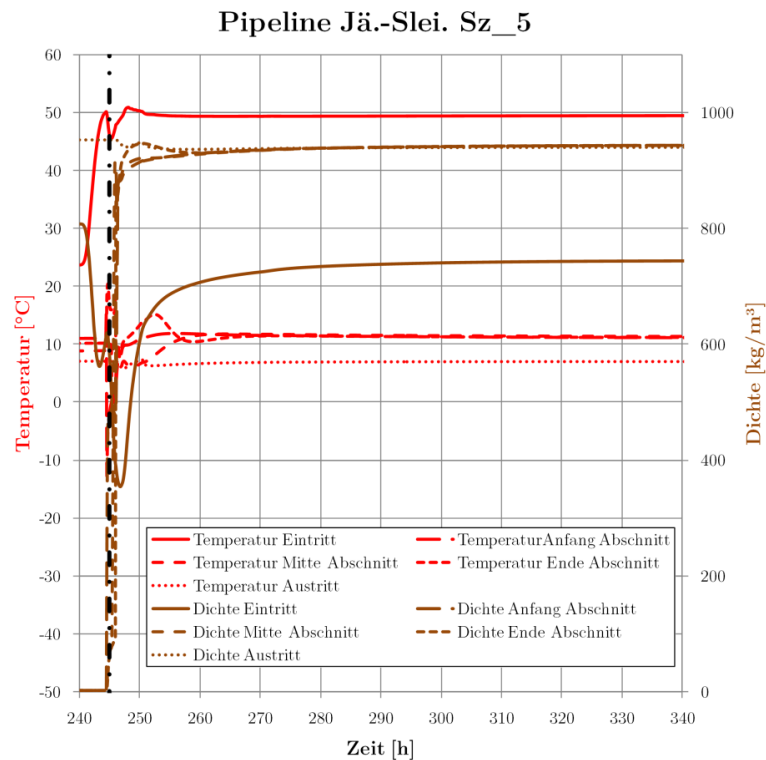


Abb. 4.93 Temperatur- und Dichteverläufe im Detail Sz_5_S (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Es konnte gezeigt werden, dass eine Befüllung des Abschnittes aus der Pipeline heraus möglich ist. Jedoch ist hierbei zu beachten, dass die Armaturen für die hohen Druckdifferenzen geeignet sein sollten. Zur Vermeidung von Erosion durch hohe Geschwindigkeiten und hoher Materialbelastung der Streckenarmaturen sollten statt der Streckenarmaturen besser die Umfahrarmaturen genutzt werden (siehe Kapitel 2.2.5.5).

Insbesondere die Temperatur sollte beim Einströmen gut überwacht werden sollte, um tiefe Temperaturen und Materialversprödung zu vermeiden. Denkbar wäre auch eine zeitlich unterbrochene Füllung, wobei sich die Abschnittstemperatur in den Pausen an die Umgebungstemperatur anpassen kann und im Abschnitt enthaltenes flüssiges CO₂ verdampfen kann. Dadurch werden auch die niedrigen Drücke umgangen, da durch die Wärmezufuhr der Druck im Abschnitt steigt und beim erneuten Einströmen eine niedrigere Druckdifferenz zu verzeichnen ist.

Auf eine Darstellung der Verläufe im Injektionsbrunnen wurde an dieser Stelle verzichtet, die Verläufe ähneln qualitativ denen unter Kapitel 4.5.1 (Shut-Down-Test) vorgestellten Ergebnissen.

4.9 Ergebnisse Riss/Leck

Im Falle eines Leckes bzw. Risses wird davon ausgegangen, dass der ganze Querschnitt der Leitung innerhalb kurzer Zeit freigegeben wird. Es kommt dadurch zur Ausströmung von gasförmigem, flüssigem oder auch festem CO₂ mit hoher Geschwindigkeit und hohem Massenstrom.

Es wird davon ausgegangen, dass das Leck in kurzer Zeit bemerkt wird und der betroffene Rohrleitungsabschnitt daraufhin abgesperrt wird. Es wurden zwei verschieden lange Reaktionszeiten bis zur Absperrung simuliert (1 und 15 Minuten).

Im kurzen Leckszenario kommt es nach einer Minute Ausströmung zum Absperrern des betroffenen Pipelineabschnittes.

Der Ausströmvorgang ist nach etwa 120 Minuten zum Großteil beendet. Insgesamt treten 4493 t CO₂ aus (Abb. 4.94):

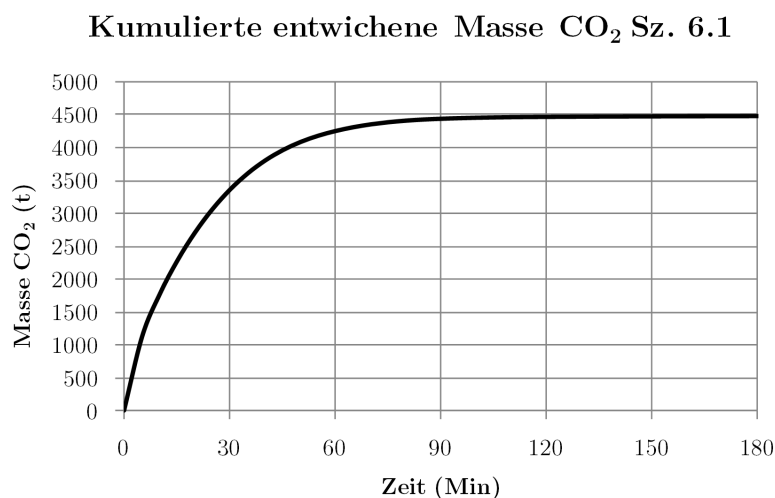


Abb. 4.94 Kumulierte entwichene Masse Sz_6.1_S

Die Drücke des Abschnittes fallen innerhalb fünf Minuten stark ab, bis der Siedezustand erreicht wird. Die Massenströme steigen bis zum Erreichen des Siedezustandes nach fünf Minuten und sinken dann wieder ab (Abb. 4.95):

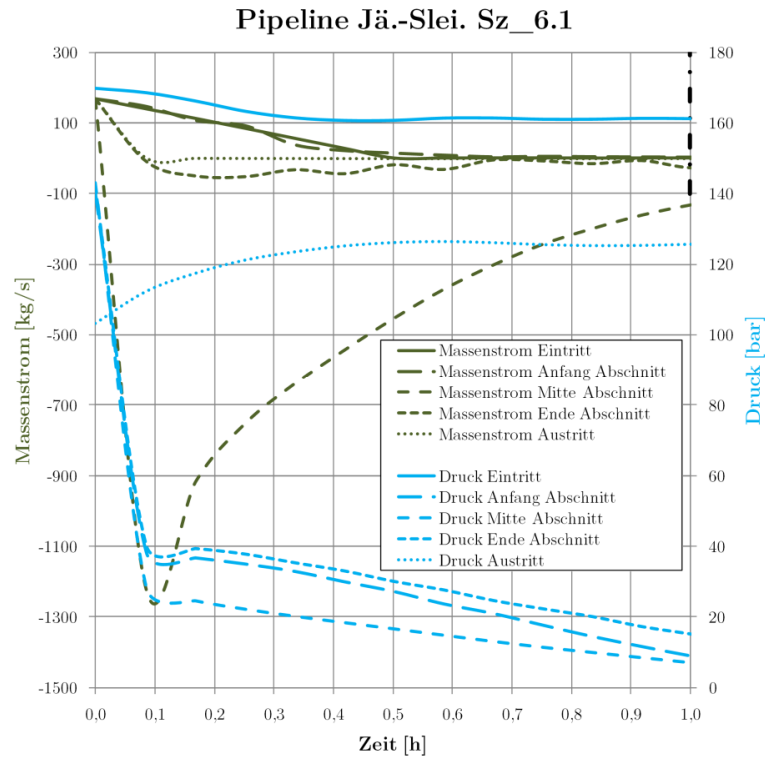


Abb. 4.95 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.1_S

Es werden nach etwa 170 Minuten die niedrigsten Temperaturen erreicht ($-72\text{ }^{\circ}\text{C}$ an der Leckstelle, siehe Abb. 4.96).

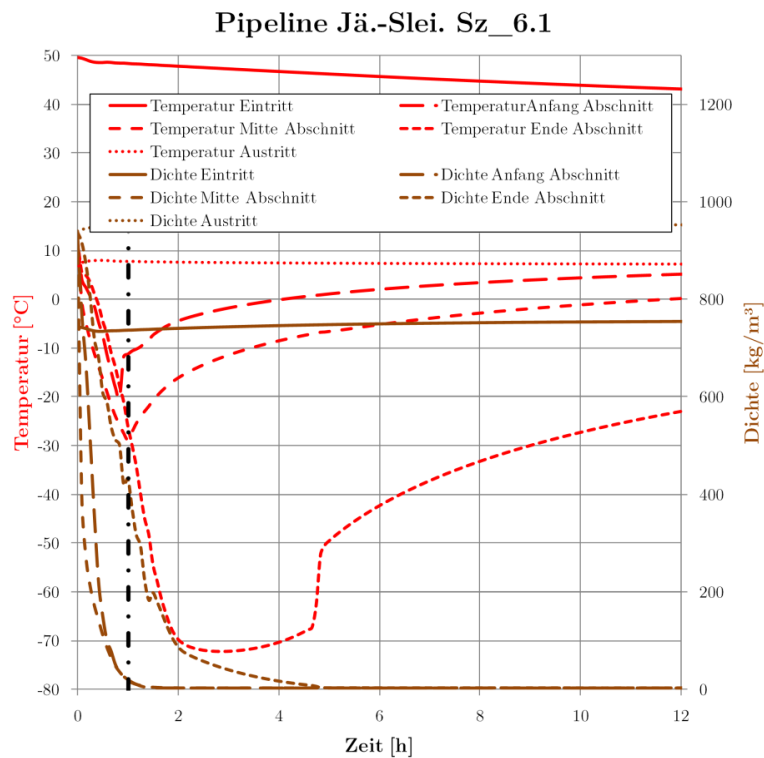


Abb. 4.96 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.1_S

Die Drücke in der Pipeline sinken in Richtung Leckstelle stark ab, bis die Abschnittsventile geschlossen sind. Am Leck selbst werden hohe Ausströmgeschwindigkeiten und hohe Massenströme verzeichnet. Nach etwa 110 Minuten ist der Abschnitt nahezu leer, die Drücke vor dem abgesperrten Abschnitt sind jedoch relativ hoch, da das Kraftwerk noch etwa 30 Minuten in Betrieb war. Die Drücke hinter dem Leck sind deutlich niedriger, jedoch mit um die 120 bar noch im normalen Betriebsbereich (siehe folgende Abb. 4.97 und Abb. 4.98):

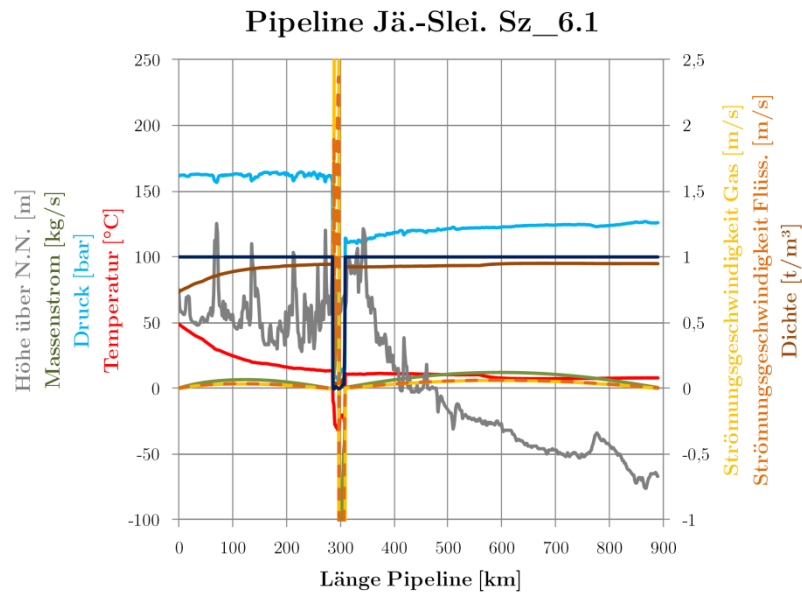


Abb. 4.97 Profil Sz_6.1_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 60 Minuten)

Die niedrigsten Temperaturen werden am Abschnittsende erreicht:

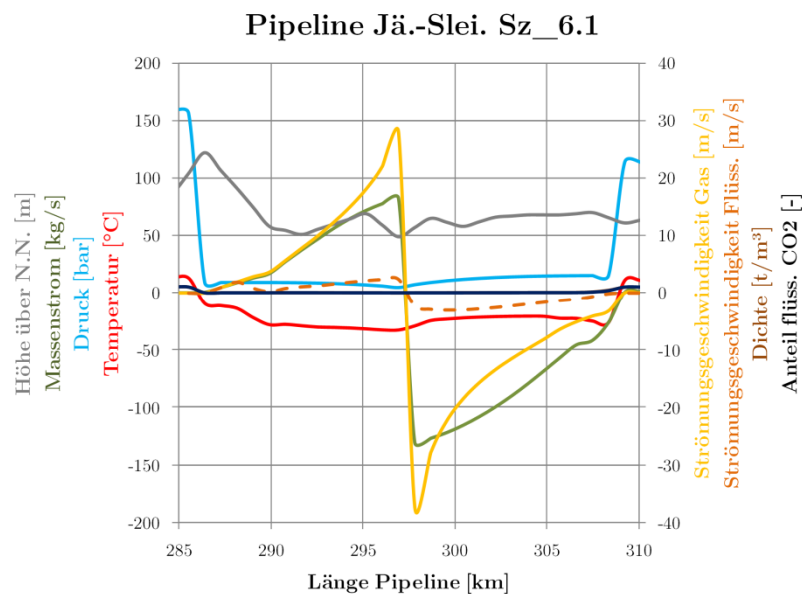


Abb. 4.98 Profil Sz_6.1_S Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 60 Minuten)

Betrachtet man den Injektionsbrunnen, sieht man, dass dieser fast nicht durch den Riss beeinflusst wird. Die Drücke fallen zwar leicht ab, durch das schnelle Schließen des Wellhead-Ventils wird der Druckabfall jedoch moderat gehalten (Abb. 4.99):

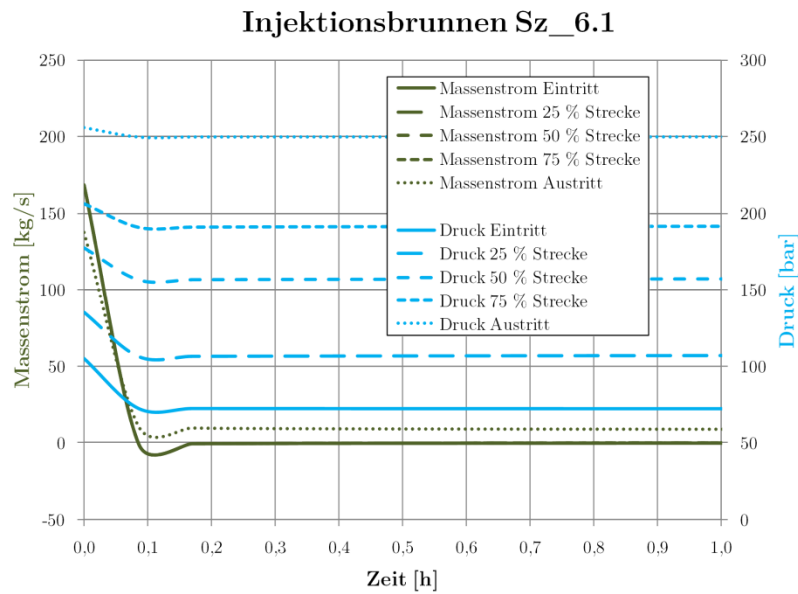


Abb. 4.99 Druckverläufe im Injektionsbrunnen Sz_6.1_S

Temperaturen und Dichten werden im Wesentlichen durch die Stillstandszeit beeinflusst (Abb. 4.100):

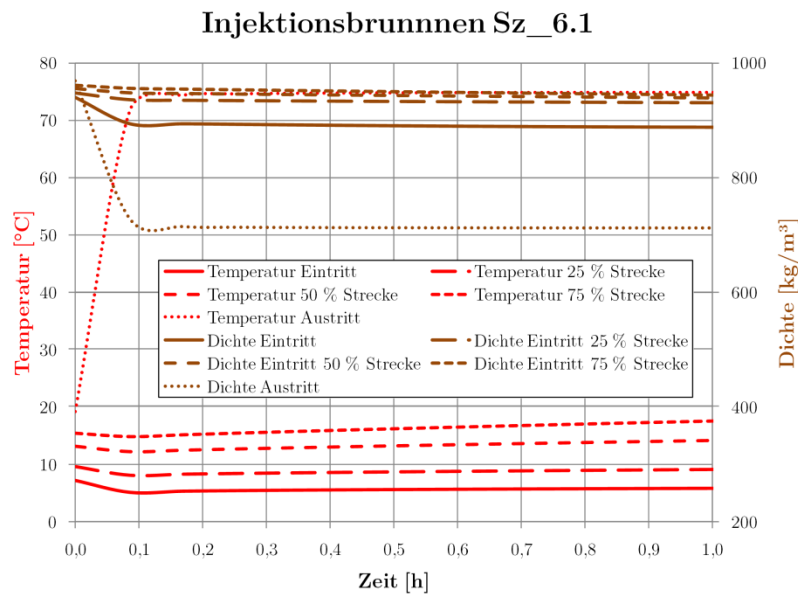


Abb. 4.100 Temperatur- und Dichteverläufe im Injektionsbrunnen Sz_6.1_S

Wird der Abschnitt erst nach 15 Minuten abgesperrt, kommt es zu einer deutlich längerer Ausströmung mit höheren Massenströmen, der Druck in der Pipeline vor und nach dem Abschnitt mit dem Riss fällt deutlich stärker ab (Abb. 4.101):

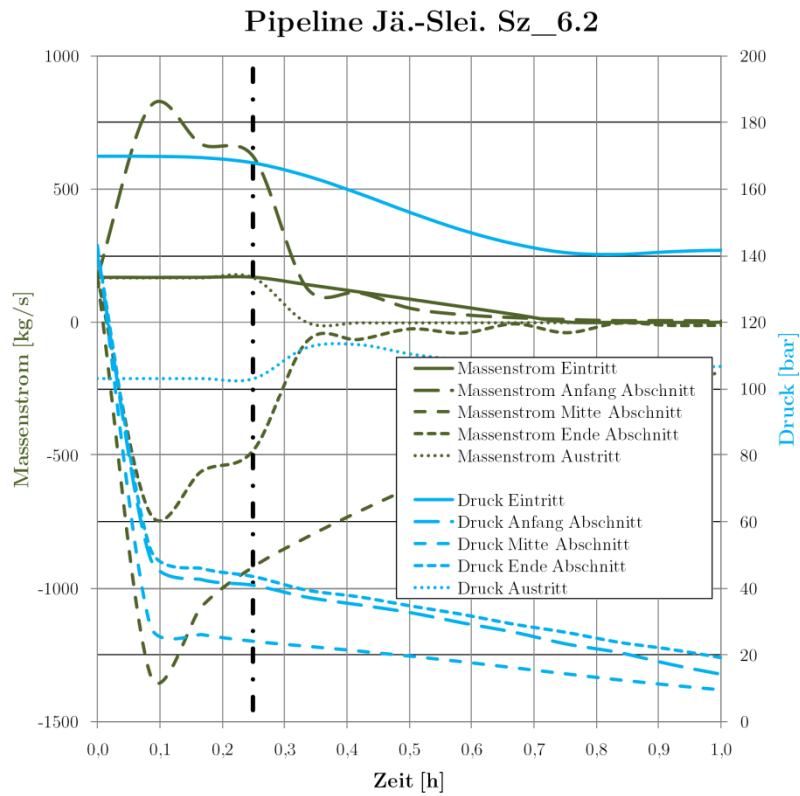


Abb. 4.101 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.2_S

Insgesamt treten 5643 t CO₂ aus (Abb. 4.102):

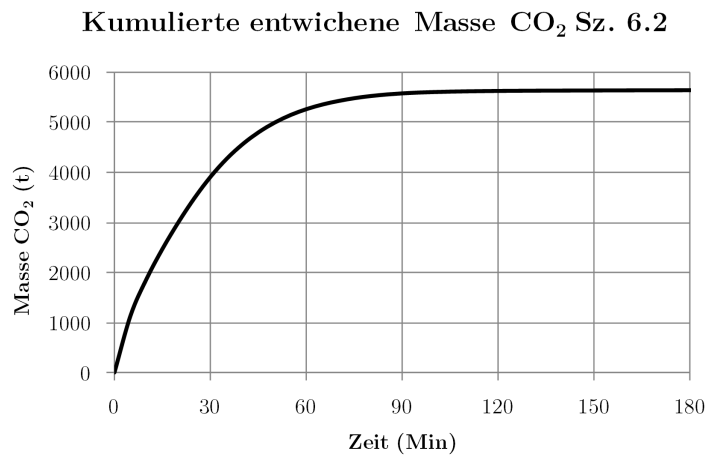


Abb. 4.102 Kumulierte entwichene Masse Sz_6.2_S

Der Temperaturverlauf im Abschnitt selbst ist nahezu identisch mit Szenario 6.1 (Abb. 4.103):

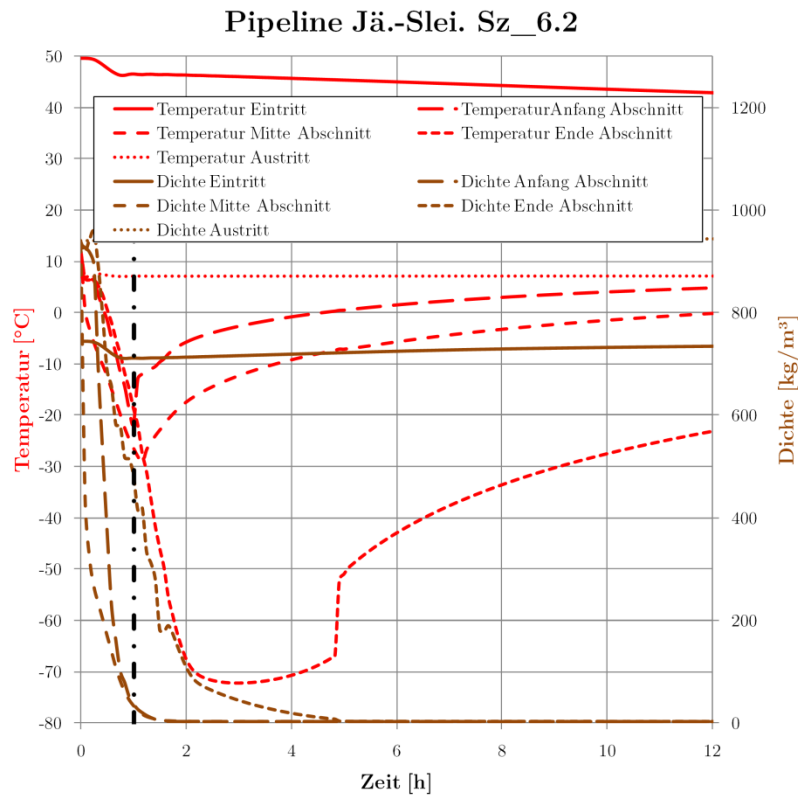


Abb. 4.103 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.2_S

Bis zum Schließen der Abschnittsventile fallen die Drücke im Rest der Pipeline auf Werte bis zu 40 bar ab (Abb. 4.104):

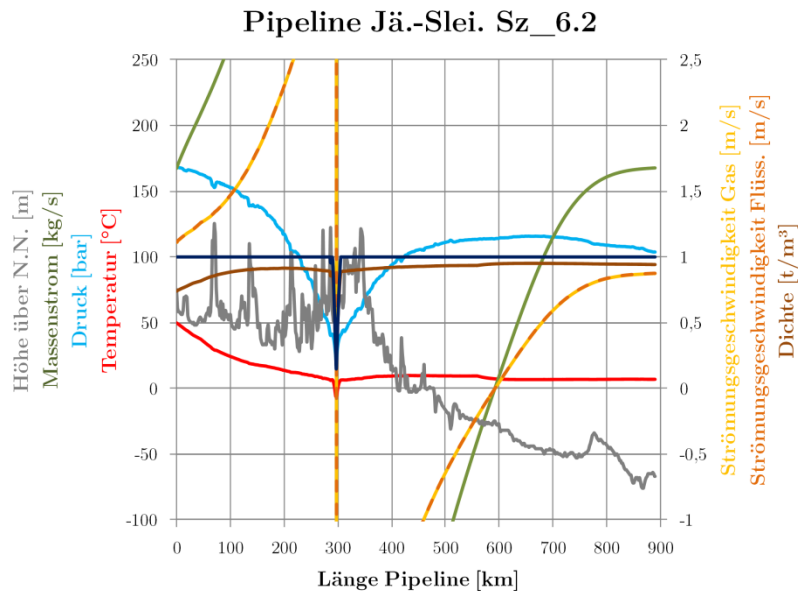


Abb. 4.104 Profil Sz_6.2_S Zeitpunkt 1 (etwa bei 15 Minuten)

Nach etwa 110 Minuten ist die Ausströmung fast beendet, die Drücke im hinteren Teil der Pipeline sind bis auf 80–100 bar gefallen. Dies ist der größte Einfluss der veränderten Schließzeit. Je länger

das Leck undetektiert bleibt, desto stärker fällt der Druck innerhalb der Pipeline. Nach etwa 30–45 Minuten sind unterkritische Drücke erreicht.

Für den Injektionsbrunnen verschieben sich die Verläufe lediglich um 15 Minuten, weitere Auswirkungen der längeren Ausströmzeit sind nicht zu verzeichnen.

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass eine schnellere Reaktionszeit bei der Detektierung eines Lecks und des Absperrens des betroffenen Pipelineabschnitts zwar nicht zu einer wesentlichen Reduktion der Menge des austretenden CO₂ beitragen kann (der Unterschied zwischen einer Minute und 15 Minuten Schließzeit beträgt etwa 25 % in der austretenden Masse), jedoch stark dazu beiträgt, die Druckhaltung der Pipeline abzusichern. Insbesondere in der Stillstandszeit nach der Leckage, während der Inspektion und Reparaturen erfolgen, kann so sicher gestellt werden, dass die nicht betroffenen Pipelinestrecken betriebsbereit bleiben und es durch die Einhaltung überkritischer Drücke nicht zur Kondensation größerer Mengen CO₂ kommt.

5 Übertragung der Ergebnisse auf CO₂-Gemische

5.1 Modell und Szenarien

Für die Berechnung von CO₂-Gemischen in OLGA müssten separate Stoffwert-Interpolationstabellen erstellt werden, welche von den zur Verfügung gestellten Softwarelizenzen nicht abgedeckt werden. Eine direkte Untersuchung der Einflüsse von CO₂-Gemischen auf die Transportvorgänge war deshalb nicht möglich.

Stattdessen wurde ein vereinfachtes, stationäres Modell der Pipelines entwickelt, mit dem der Einfluss auf die wesentlichen Prozesse untersucht werden kann. Grundlage für die Berechnung bildeten die geometrischen Annahmen der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam von Kapitel 3.1.2 sowie die Grundlagen zur Berechnung von Strömung und Wärmeübergang in Kapitel 2.2.5.4 bzw. VDI Wärmeatlas Kapitel E, G und L [127].

Mit dem Modell in Excel können abschnittsweise Druckverlust und Wärmeübergang iterativ berechnet werden. Die Berechnung der Stoffwerte erfolgt über die Nutzung von REFPROP [59], wodurch auch die Gemischberechnung ermöglicht wird.

Die Berechnung des Gemisches erfolgte mit dem in REFPROP implementierten Gemischmodell der GERG-Gleichung und den REFPROP-Standard-Zustandsgleichungen für die Einzelfluide. Die Nutzung der vollständigen GERG-Gleichung (inklusive Zustandsgleichungen) in REFPROP war nicht möglich, da aufgrund eines internen Programmfehlers bei REFPROP die Viskosität unter dieser Einstellung nicht berechnet werden konnte. Es wird jedoch aufgrund der hohen Güte der hinterlegten Zustandsgleichungen eine ähnliche Genauigkeit erwartet.

Die Rohrleitung wurde in jeweils 512 Abschnitte unterteilt und der Druckverlust sowie der Wärmeaustausch mit der Umgebung für jeden Abschnitt berechnet. Die Stoffwerte wurden dabei auf den Abschnittsmittelpunkt bezogen (Mittelwert von Ein- und Austrittsparametern). Die Berechnung erfolgte iterativ, indem zunächst Schätzwerte für Druck und Temperatur der Abschnittsmitte angenommen wurden, dann die resultierenden Werte am Austritt und die wahren Mittelwerte berechnet wurden. Anschließend wurde der wahre Wert mit dem Schätzwert verglichen und bei einer Abweichung vom Schätzwert von mehr als 0,1 % die Berechnung mit angepassten Schätzwerten erneut durchgeführt. Auf diese Weise werden die Gleichungen der Pipelineabschnitte vom Eintritt zum Austritt durchgerechnet (vorwärtsgerichtet).

Dieses Modell wurde einmalig mit den Ergebnissen von OLGA (Sz_0_100_R) gefittet, indem die Rohrrauigkeit und die Wärmeleitfähigkeit der Erdschicht erhöht bzw. verringert wurden (Faktor 2,1 bei der Rauigkeit und Faktor 0,3 bei der Wärmeleitfähigkeit), bis die Ergebnisse auf dem Streckenverlust möglichst gut übereinstimmten.

Als Randbedingung für den Eintrittsdruck wurde der Wert eingegeben, der für die statischen Lastgänge in OLGA ermittelt wurde. Als Alternativszenario wurde der Eintrittsdruck ermittelt, bei dem der Austrittsdruck des Gemisches wieder dem Druck bei reinem CO₂-Transport (85 bar) entsprach. War eine Berechnung des Transports mit diesem Austrittsdruck nicht möglich (Fehler in REFPROP oder Erreichen des Zweiphasengebietes), wurde der Eintrittsdruck so weit erhöht, bis die Berechnung funktionierte.

Es wurden folgende Gemische bei Lastbedingungen von 100 % und 40 % untersucht:

- 100 mol.-% CO₂ (zum Abgleich des Modells mit den Ergebnissen von OLGA),
- 95 mol.-% CO₂ + 5 mol.-% N₂,
- 95 mol.-% CO₂ + 5 mol.-% O₂,
- 95 mol.-% CO₂ + 5 mol.-% CH₄.

Die Phasenverläufe dieser Gemische sind in Abb. 5.1 dargestellt:

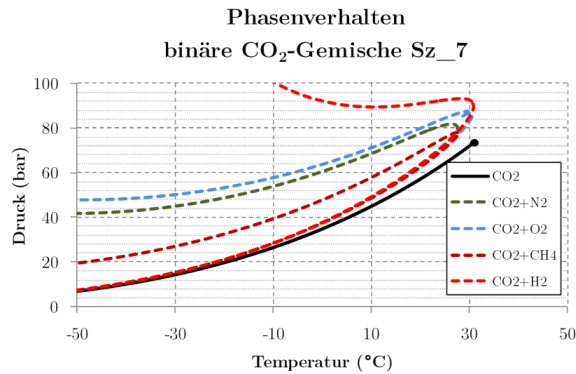


Abb. 5.1 Phasendiagramm der binären Gemische Szenario 7

Zusätzlich wurden drei vereinfachte, typische Gemische der drei CCS-Kraftwerksarten bei 100 % Last und 40 % Last untersucht (siehe folgende Tabelle):

Tab. 5.1: Zusammensetzung Gemische

Bestandteil	Einheit	Pre-Combustion	Oxyfuel/Intra-Combustion	Post-Combustion
CO ₂	mol.-%	96	96	99,8
N ₂	mol.-%	1	1,5	0,18
Ar	mol.-%	1	1	0,01
O ₂	mol.-%	0,5	1,5	0,01
H ₂	mol.-%	1	0	0
CH ₄	mol.-%	0,5	0	0

Die Gemische weisen laut REFPROP folgende Phasengrenzen auf (Abb. 5.2):

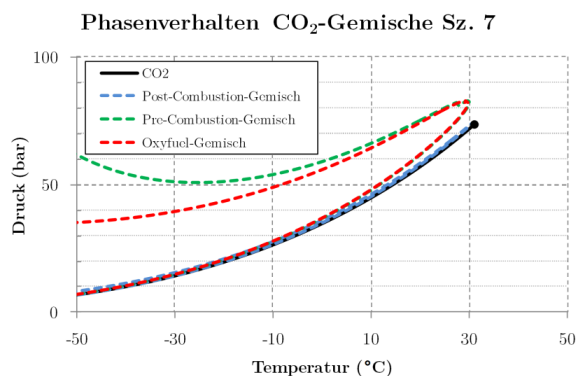


Abb. 5.2 Phasendiagramm der Gemische Szenario 7

Man kann gut erkennen, dass das Post-Combustion-Gemisch nahezu mit dem reinen CO₂ übereinstimmt. Das Oxyfuel-Gemisch zeigt eine leichte Aufweitung des Zweiphasengebietes und eine Verschiebung hin zu höheren Drücken und niedrigeren Temperaturen, ebenso das Pre-Combustion-Gemisch, insbesondere bei niedrigen Temperaturen und hohen Drücken kommt es zur Ausbildung einer Flüssigphase.

Insgesamt wurden so folgende Szenarien untersucht:

Tab. 5.2: Szenarien CO₂-Gemische

Szenario	Last	Eintrittsdruck	Austrittsdruck	Gemisch
Sz_7_CO2_100_gl_R	100 %	182 bar	fit*	100 % CO ₂
Sz_7_CO2_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	100 % CO ₂
Sz_7_N2_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	5 % N ₂
Sz_7_N2_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	5 % N ₂
Sz_7_N2_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	5 % N ₂
Sz_7_N2_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	5 % N ₂
Sz_7_O2_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	5 % O ₂
Sz_7_O2_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	5 % O ₂
Sz_7_O2_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	5 % O ₂
Sz_7_O2_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	5 % O ₂
Sz_7_CH4_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	5 % CH ₄
Sz_7_CH4_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	5 % CH ₄
Sz_7_CH4_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	5 % CH ₄
Sz_7_CH4_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	5 % CH ₄
Sz_7_H2_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	5 % H ₂
Sz_7_H2_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	5 % H ₂
Sz_7_H2_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	5 % H ₂
Sz_7_H2_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	5 % H ₂
Sz_7_Pre_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	Pre-Combustion
Sz_7_Pre_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	Pre-Combustion
Sz_7_Pre_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	Pre-Combustion
Sz_7_Pre_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	Pre-Combustion
Sz_7_Oxy_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	Oxyfuel
Sz_7_Oxy_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	Oxyfuel
Sz_7_Oxy_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	Oxyfuel
Sz_7_Oxy_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	Oxyfuel
Sz_7_Post_100_gl_R	100 %	182 bar	berechnet	Post-Combustion
Sz_7_Post_40_gl_R	40 %	104 bar	berechnet	Post-Combustion
Sz_7_Post_100_85_R	100 %	berechnet	85 bar	Post-Combustion
Sz_7_Post_40_85_R	40 %	berechnet	85 bar	Post-Combustion

* Das Gemischmodell wurde entsprechend des Austrittsdruckes und der Austrittstemperatur des Ergebnisses von OLGA gefittet

Die Berechnung der Szenarien mit gleichem Eintrittsdruck (gl) wurde jeweils bis zum Erreichen des Zweiphasengebietes oder bis zum Abbruch der Berechnung durch REFPROP (keine Berechnung der thermodynamischen Zustandsgrößen möglich) durchgeführt. Die Ergebnisse werden in Kap. 5.2 vorgestellt.

5.2 Ergebnisse

Zur der Untersuchung der Einflüsse der Gemischbestandteile interessiert im Wesentlichen der Druckverlauf entlang der Pipeline sowie das Phasenverhalten.

An dieser Stelle sei noch einmal darauf hingewiesen, dass für die Stoffeigenschaften der Gemische nur ein vorhandenes Modell, welches in REFPROP implementiert ist eingesetzt wird. Ein Abgleich mit Messwerten für die untersuchten Gemische war nicht möglich, deshalb können die hier dargestellten Verläufe nur eine Tendenz aufzeigen, die genauen Zahlenwerte bedürften einer eingehenden Verifizierung des Gemischmodelles.

Folgende Grafik stellt die für die Gemischberechnung verwendeten Modellrechnungen den Ergebnissen von OLGA für reines CO₂ gegenüber (Abb. 5.3):

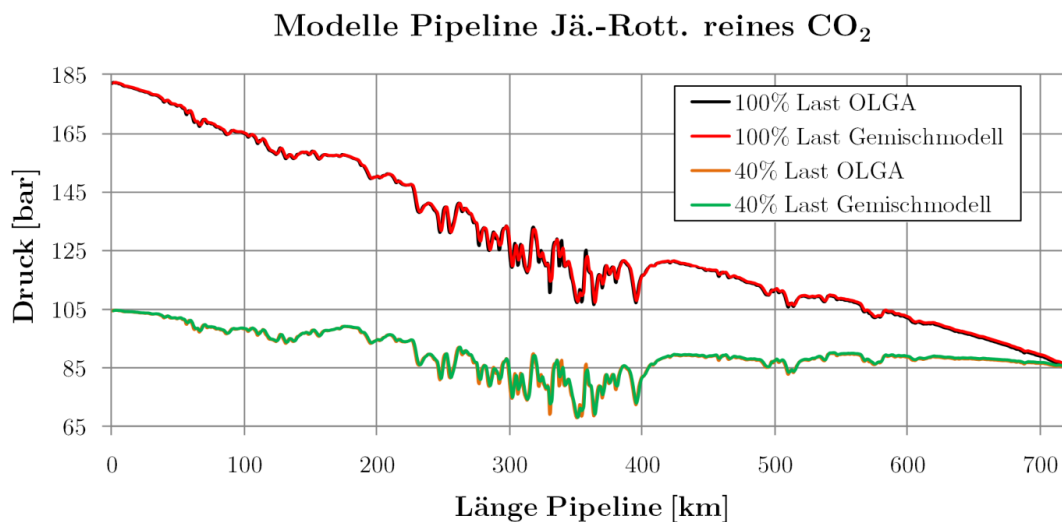


Abb. 5.3 Vergleich Druckverläufe für reines CO₂ zwischen OLGA und dem Gemischmodell im Szenario 7

Es gibt insgesamt nur sehr geringe Abweichungen, zumeist unter 1 %. Die höchsten Abweichungen treten im Bereich großer Höhendifferenzen auf, da beide Modelle mit unterschiedlichen Diskretisierungen in der Länge rechnen (OLGA: 1040 Abschnitte, das hier entwickelte Modell: 512 Abschnitte). Dadurch werden Punkte mit leicht verschiedenen Höhendifferenzen ausgegeben, wodurch sich auch der dargestellte Druck leicht ändert.

Binäre Gemische

Die Auswertung der Simulation der binären Gemische ergibt für 100 % Last und denselben Eintrittsdruck (182,3 bar) folgendes Bild (Abb. 5.4):

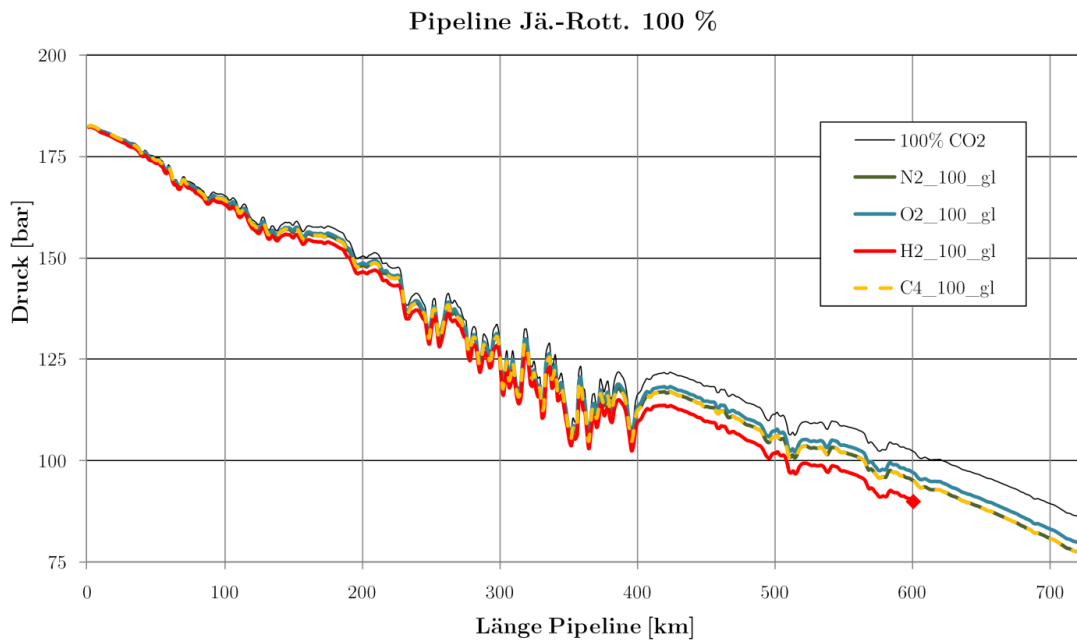


Abb. 5.4 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (100 % Last, gleiche Eintrittsbedingungen)

Am Eintritt liegen die verschiedenen Fluide noch nah beieinander, ab etwa 100 km werden erste Unterschiede im Druckverlust sichtbar. Während reines CO_2 den geringsten Druckverlust aufweist, ist dieser beim Gemisch mit Sauerstoff etwas höher, dann folgen Stickstoff und Methan fast gleichauf, den höchsten Druckverlust verzeichnet das Wasserstoffgemisch. Bei diesem wurde bei etwa 600 km und 89,79 bar die Berechnung im Modell abgebrochen (REFPROP lieferte teilweise keine Werte im Zweiphasengebiet und im Bereich um den kritischen Punkt). Die anderen Stoffe treten mit deutlich geringerem Druck aus der Pipeline aus (CO_2/O_2 : 79,03 bar; CO_2/N_2 : 76,60 bar; CO_2/CH_4 : 76,52 bar; reines CO_2 : 85,53 bar).

Bei festgelegtem Austrittsdruck ($85 \pm 0,3$ bar) ergab sich folgendes Bild (Abb. 5.5):

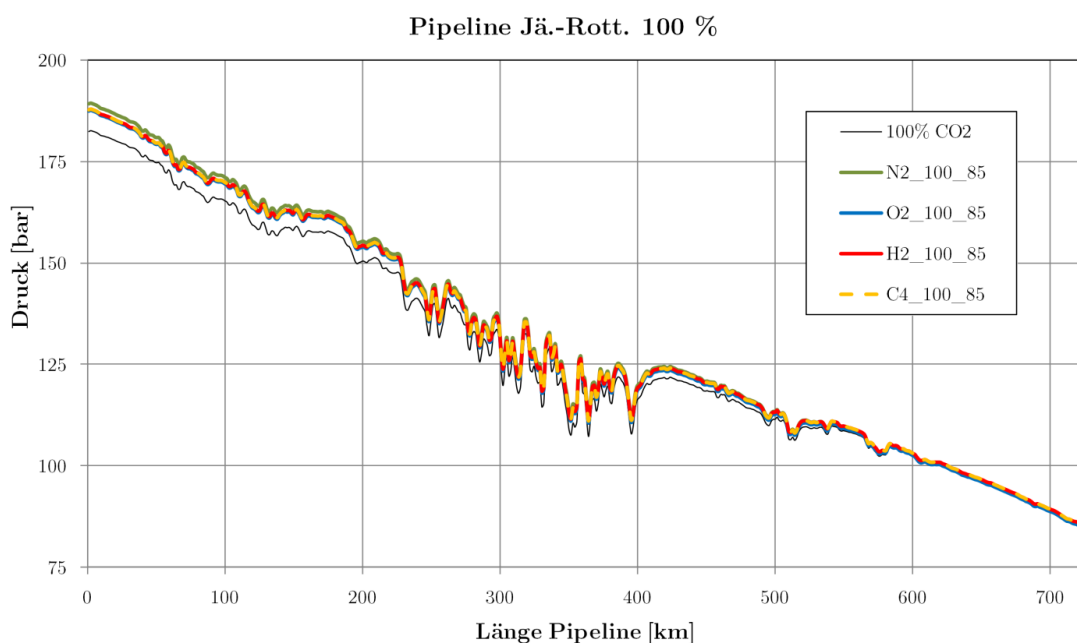


Abb. 5.5 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (100 % Last, gleiche Austrittsbedingungen)

Der höchste Druck ist für das Stickstoffgemisch notwendig (189,3 bar), dann folgen Wasserstoff und Methan (beide 187,8 bar) und Sauerstoff mit 187,3 bar. Hier zeigt sich die starke Nichtlinearität der Stoffwerte: während Wasserstoff bei einem Eintrittsdruck von 182,3 bar nicht ohne Erreichen des kritischen Gebietes und mit den höchsten Druckverlusten transportiert werden kann, ist dies bei einer Druckerhöhung von nur 5,5 bar problemlos möglich.

Bei Teillast von 40 % werden die Unterschiede noch deutlicher (Abb. 5.6):

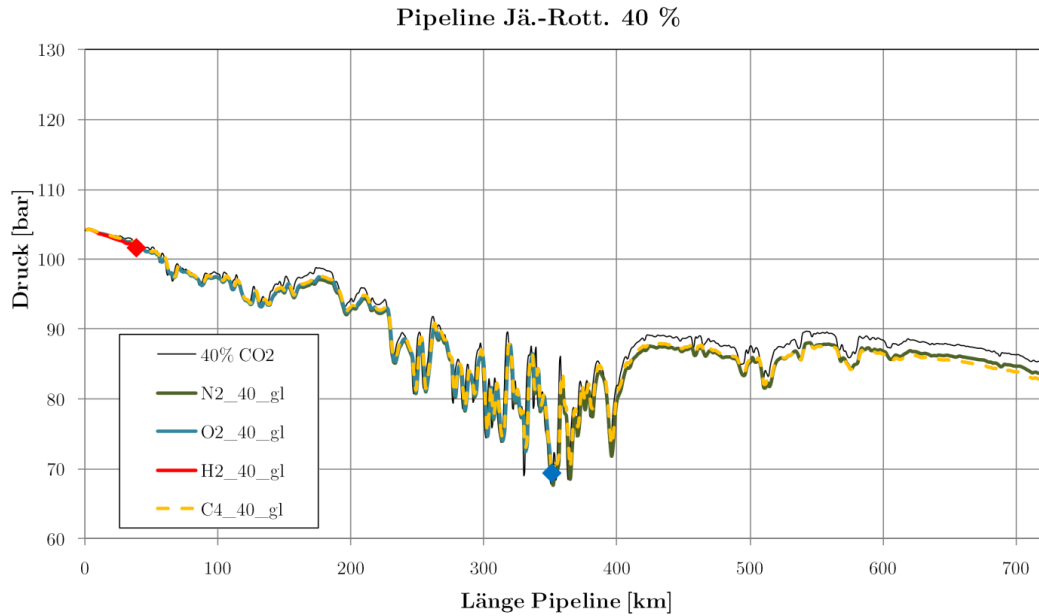


Abb. 5.6 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (40 % Last, gleiche Eintrittsbedingungen)

Das Gemisch mit Wasserstoff konnte nur bis etwa 40 km (101,8 bar) berechnet werden, das Gemisch mit Sauerstoff bis etwa 350 km (69,4 bar). Die Enddrücke der anderen Gemische sind deutlich geringer als die von reinem CO₂ (CO₂/N₂: 83,44 bar; CO₂/CH₄: 82,63 bar, reines CO₂: 85,01 bar).

Bei festgelegtem Austrittsdruck ($85 \pm 0,3$ bar) ergaben sich folgende Verläufe (Abb. 5.7):

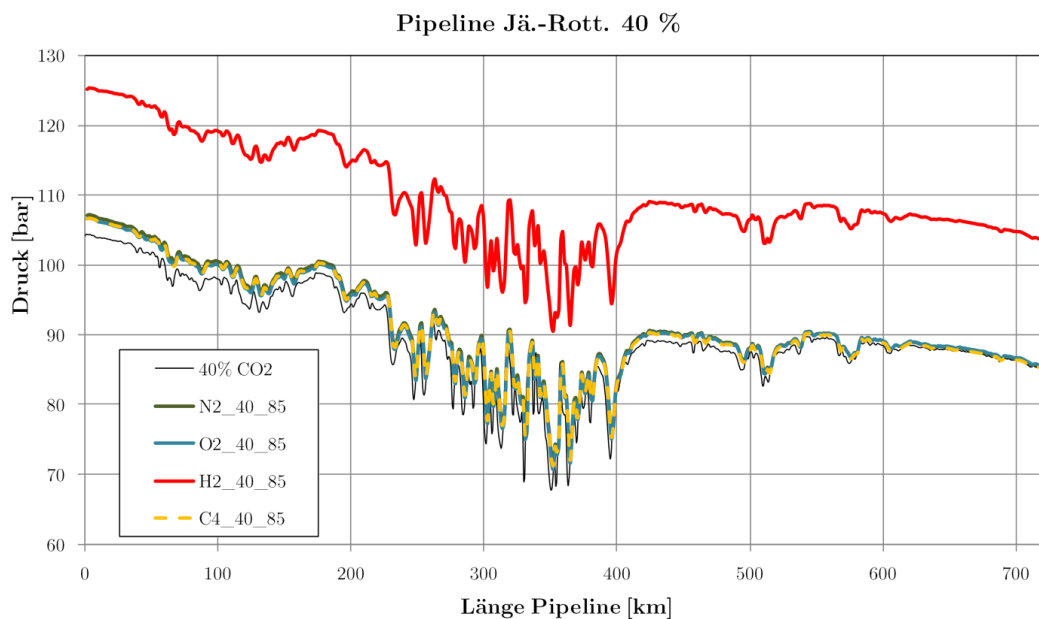


Abb. 5.7 Druckverläufe für binäre Gemische im Szenario 7 (40 % Last, gleiche Austrittsbedingungen)

Der Transport des Wasserstoffgemisches kann erst mit einem Eintrittsdruck von 125,25 bar berechnet werden, ohne das kritische Gebiet in REFPROP zu erreichen, der Austrittsdruck beträgt dann immer noch 103,61 bar.

Bei den anderen Gemischen genügen geringere Eintrittsdrücke (CO_2/N_2 : 107,17 bar; CO_2/CH_4 : 106,68 bar; CO_2/O_2 : 106,67 bar; reines CO_2 : 104,17 bar), um den Austrittsdruck von $85 \pm 0,3$ bar zu erreichen.

Gemische Kraftwerkstypen

Ebenso wie bei den einzelnen binären Gemischen gab es auch bei den untersuchten CO_2 -Gemischen der verschiedenen Kraftwerkstypen deutliche Unterschiede (Abb. 5.8):

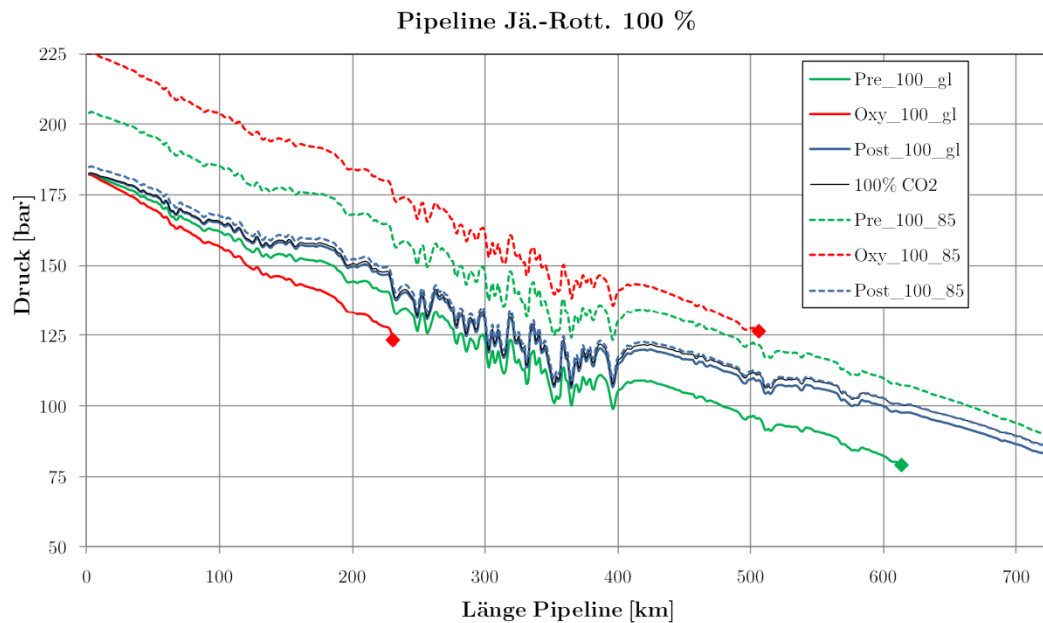


Abb. 5.8 Druckverläufe für verschiedene CO_2 -Gemische im Szenario 7 (100 % Last)

Das Oxyfuel-Gemisch konnte weder bei gleichen Eintrittsbedingungen noch bei Erhöhung des Eintrittsdruckes ohne Erreichen des kritischen Gebietes in REFPROP berechnet werden. Bei 182,14 bar Eintrittsdruck wurde das Gebiet nach etwa 231 km erreicht (133,02 bar). Selbst bei Erhöhung des Eintrittsdruckes auf 225 bar konnte die Berechnung nicht für die gesamte Strecke durchgeführt werden, der Abbruch erfolgte bei 506 km (126,5 bar).

Das Pre-Combustion-Gemisch erreichte bei gleichen Eintrittsbedingungen bei 560 km das Zweiphasengebiet (markiert mit Stern), wobei die Phasengrenze nicht mit der von REFPROP berechneten (Abb. 5.2) übereinstimmt (siehe Abb. 5.2), bei etwa 610 km brach die Rechnung ab. Generell zeigt sich eine deutliche Abweichung des Verlaufes des Gemisches zu reinem CO_2 . Um die Berechnung für die gesamte Strecke durchzuführen, musste der Eintrittsdruck auf 204 bar erhöht werden. Der erreichte Austrittsdruck beträgt dann 89,36 bar.

Das Post-Combustion-Gemisch weicht nur minimal vom Verlauf von reinem CO_2 ab. Bei gleichem Eintrittsdruck beträgt der Austrittsdruck des Gemisches 82,47 bar. um auf 85 bar am Austritt zu kommen, muss der Eintrittsdruck auf 184,85 bar erhöht werden.

Betrachtet man die Verläufe bei Teillast, sind die Unterschiede noch größer:

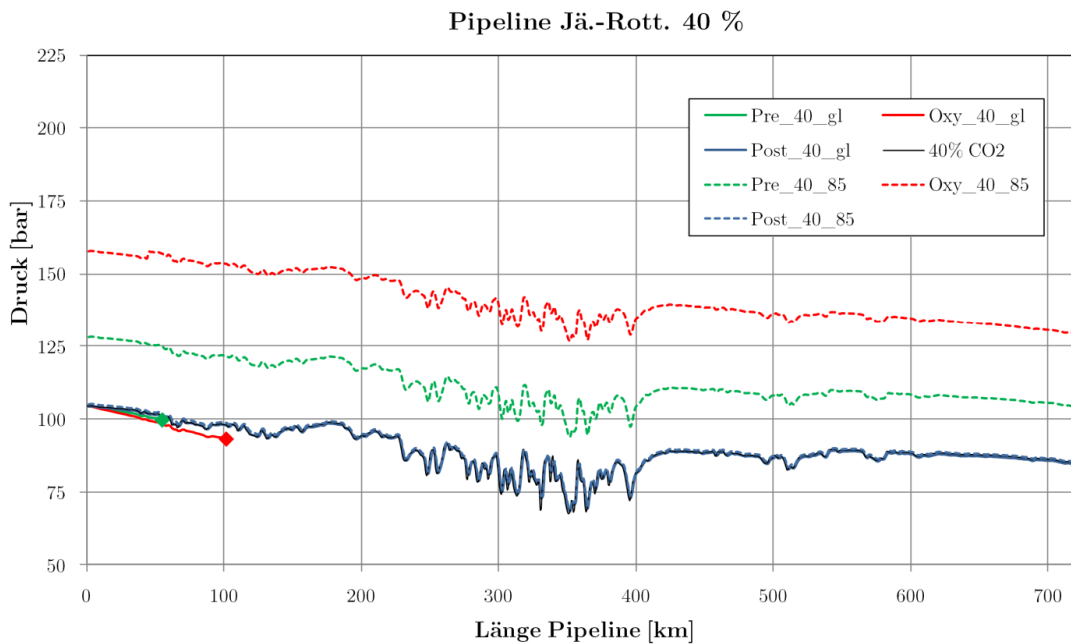


Abb. 5.9 Druckverläufe für verschiedene CO_2 -Gemische im Szenario 7 (40 % Last)

Bei gleichem Eintrittsdruck bricht die Rechnung für das Oxyfuelgemisch nach 102 km (93,18 bar) ab, die des Pre-Combustion-Gemisches bei 101 km (93,18 bar). Um den gesamten Transport zu berechnen, ist für diese zwei Gemische eine deutliche Druckerhöhung nötig. Das Pre-Combustion-Gemisch müsste dann mit 128,2 bar in die Pipeline eintreten, das Oxyfuelgemisch mit 157,7 bar. Die Austrittsdrücke betragen dann 104,2 bar bzw. 129,3 bar.

Die Werte für das Post-Combustion-Gemisch liegen jeweils sehr nahe an denen von reinem CO_2 . Bei gleichem Eintrittsdruck beträgt der Austrittsdruck 85,54 bar, bei gleichem Eintrittsdruck beträgt der Eintrittsdruck 105,2 bar (reines CO_2 : 85,0 bar und 104,2 bar).

Die Abbrüche der Simulationen waren nicht immer eindeutig auf das Erreichen des Zweiphasengebietes zurückzuführen, teils kam es schon in der Nähe des kritischen Gebietes zu Problemen mit REFPROP, so dass die Simulation an dieser Stelle abgebrochen werden musste. Ebenfalls auffällig waren Abweichungen zwischen der von REFPROP prognostizierten Phasengrenzkurve und den während der Modellberechnung ausgegebenen Werten. Beispielsweise wurde beim Oxyfuel-Gemisch die Berechnung jeweils bei etwa 125 bar abgebrochen (Phasengrenzkurve erreicht laut REFPROP), obwohl laut Abb. 5.2 die Phasengrenzkurve erst bei etwa 90 bar zu erwarten wäre. Hier konnte nicht abschließend geklärt werden, wodurch diese Unterschiede zustande kamen. Generell kommt es bei Gemischen mit mehr als 2 Gemischpartnern in REFPROP vermehrt zu Fehlern bei der Stoffwertberechnung. Tritt ein Fehler auf, kann die Simulation an dieser Stelle nicht fortgesetzt werden. Erschwerend kommt hinzu, dass sich solche Fehler meist über einen größeren Druck-Temperatur-Bereich erstrecken, so dass auch eine Variation der Startwerte nicht abhilft.

Folgende Tabelle fasst noch einmal alle Werte zusammen:

Tab. 5.3: Ergebnisse Szenarien CO₂-Gemische

Szenario	Eintrittsdruck [bar]	Austrittsdruck [bar]	Spez. Druckverlust [bar/km]	Abbruch	Bemerkungen
Sz_7_CO2_100_gl_R	182,41	85,53	0,13	Nein	-
Sz_7_CO2_40_gl_R	104,41	85,66	0,03	Nein	-
Sz_7_N2_100_gl_R	182,36	76,60	0,15	Nein	-
Sz_7_N2_40_gl_R	104,33	83,44	0,03	Nein	-
Sz_7_N2_100_85_R	189,32	84,69	0,14	Nein	-
Sz_7_N2_40_85_R	107,17	85,28	0,03	Nein	-
Sz_7_O2_100_gl_R	182,37	79,03	0,14	Nein	-
Sz_7_O2_40_gl_R	104,33	69,44	0,10	Ja: 350,6 km	Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_O2_100_85_R	187,33	84,72	0,14	Nein	-
Sz_7_O2_40_85_R	106,67	85,42	0,03	Nein	-
Sz_7_CH4_100_gl_R	182,37	76,52	0,15	Nein	-
Sz_7_CH4_40_gl_R	104,34	82,63	0,03	Nein	-
Sz_7_CH4_100_85_R	187,83	85,25	0,14	Nein	-
Sz_7_CH4_40_85_R	106,68	85,12	0,03	Nein	-
Sz_7_H2_100_gl_R	182,33	89,79	2,44	Ja: 38,2 km	Zweiphasengebiet erreicht; Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_H2_40_gl_R	104,31	101,77	0,004	Ja: 600,8 km	Zweiphasengebiet erreicht; Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_H2_100_85_R	187,83	85,25	0,14	Nein	-
Sz_7_H2_40_85_R	125,25	103,61	0,03	Nein	Austrittsdruck erhöht (sonst Abbruch Berechnung REFPROP)
Sz_7_Pre_100_gl_R	182,28	79,11	0,17	Ja: 613,53 km	Zweiphasengebiet erreicht; Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_Pre_40_gl_R	104,28	99,70	0,08	Ja: 55,13 km	Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_Pre_100_85_R	204,00	89,36	0,16	Nein	Austrittsdruck erhöht (sonst Zweiphasengebiet erreicht)
Sz_7_Pre_40_85_R	128,21	104,19	0,03	Nein	Austrittsdruck erhöht (sonst Abbruch Berechnung REFPROP)
Sz_7_Oxy_100_gl_R	182,15	121,70	0,26	Ja: 231,84 km	Zweiphasengebiet erreicht; Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_Oxy_40_gl_R	104,23	93,18	0,11	Ja: 101,79 km	Zweiphasengebiet erreicht; Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_Oxy_100_85_R	225,20	126,51	0,20	Ja: 506,10 km	Zweiphasengebiet erreicht; Abbruch Berechnung REFPROP
Sz_7_Oxy_40_85_R	157,70	129,32	0,04	Nein	Austrittsdruck erhöht (sonst Zweiphasengebiet erreicht)
Sz_7_Post_100_gl_R	182,39	82,47	0,14	Nein	-
Sz_7_Post_40_gl_R	104,37	84,54	0,03	Nein	-
Sz_7_Post_100_85_R	184,85	85,20	0,14	Nein	-
Sz_7_Post_40_85_R	105,20	85,37	0,03	Nein	-

5.3 Zusammenfassung

Alle untersuchten Gemische zeigten höhere Druckverluste als reines CO₂. Dabei weist das Post-Combustion-Gemisch die besten Eigenschaften auf, hier gab es keine Probleme bei der Berechnung und die Ergebnisse liegen sehr nahe bei denen von reinem CO₂. Es folgen Stickstoff und Methan, welche bei den untersuchten Szenarien ebenfalls nur geringe Abweichungen und keine Probleme bei der Simulation zeigten. Bei Sauerstoff kam es nur im Teillastfall zum Abbruch der Berechnung durch REFPROP, was auf das Erreichen des kritischen oder des Zweiphasengebietes hindeutet. Das Gemisch mit Wasserstoff sowie die Oxyfuel- und Pre-Combustion-Gemische zeigten deutliche Einschränkungen bei der Berechnung. Bei gleichen Eintrittsdrücken wie bei reinem CO₂ konnte keines der Gemische ohne Erreichen des Zweiphasengebietes transportiert werden. Insbesondere bei Teillast kommt es zu Problemen, da durch die niedrigeren Drücke der Prozess näher an der Phasengrenze verläuft. Erst durch deutliche Erhöhung des Eintrittsdruckes konnte der einphasige Transport realisiert werden. Beim Oxyfuel-Gemisch konnte bei Volllast auch bei Erhöhung des Eintrittsdruckes auf 225 bar kein einphasiger Transport über die gesamte Strecke erzielt werden.

Generell zeigt sich, dass sich durch Verunreinigung des CO₂ schon mit wenigen Prozenten anderer Stoffe deutliche Einflüsse auf den Transportprozess ausmachen lassen. Das zur Verfügung stehende Prozessfenster wird dadurch deutlich eingeengt, hauptsächlich durch die Erhöhung des zulässigen Minimaldrucks. Dem kann durch die Installation von Zwischenverdichterstationen begegnet werden.

Bei der Auslegung von Transportsystemen für CO₂-Gemische sollte aufgrund der gravierenden Auswirkungen von Verunreinigungen besonderes Augenmerk auf die Charakterisierung des CO₂-Gemisches hinsichtlich Zusammensetzung und thermodynamischer Eigenschaften gelegt werden. Sofern möglich, sind experimentelle Daten zu gewinnen, um die Phasengrenzkurve zu bestimmen. Zumindest stichpunktartig ist zusätzlich die Dichte des Gemisches im Bereich der erwarteten Transportdrücke und -temperaturen zu überprüfen. Mithilfe dieser Daten ist dann die bei der Auslegung genutzte Zustandsgleichung zu Validieren und gegebenenfalls zu kalibrieren.

Eine Vereinfachung der Berechnung durch Nutzung der Stoffwerte für reines CO₂ ist nur für sehr reine Gemische wie beispielsweise für Post-Combustion-Capture-Anlagen mit hoher Reinheit zulässig.

6 Schlussfolgerungen

Die vorgestellten Modelle und Simulationen zeigen dass ein Transportsystem für ein CCS-Kraftwerk am Standort Jänschwalde technisch möglich ist und dass für den Betrieb über ein breites Lastspektrum sowie unter flexiblen Bedingungen kein gesonderter Aufwand gegenüber beispielsweise Erdgaspipelines getrieben werden muss.

6.1 Auslegung und Routenführung

Systemauslegung

Die in Kapitel 3 dargestellte Auslegung des Transportsystems zeigt, dass für den Transportprozess eines CCS-Systems ein erheblicher baulicher Aufwand betrieben werden muss. Dieser liegt mit Pipelines mit DN 500 bzw. DN 550 in etwa in der Größenordnung einer mittleren Erdgaspipeline, die zu überbrückenden Strecken von etwa 725 km bzw. 900 km liegen ebenfalls im Bereich vieler Erdgasfernleitungen. Dieser Aufwand scheint zunächst für ein einzelnes Kraftwerk immens, jedoch ist davon auszugehen, dass sich mit fortschreitender Verbreitung der CCS-Technologie mehrere Kraftwerke eine Leitung teilen bzw. es zur Entwicklung eines CO₂-Netzwerkes kommt, so dass der Aufwand für das einzelne Kraftwerk relativiert wird.

Es konnte gezeigt werden, dass die Pipelines im Normalbetrieb ohne Zwischenverdichterstation betrieben werden können. Die notwendigen Drücke am Eintritt sind mit 170 bar bis 180 bar noch im Bereich des technisch Möglichen. Mit einer oder mehreren Zwischenverdichterstationen sind ohne Weiteres Drücke erreichbar, wie sie für heutige Erdgasferntransportleitungen üblich sind.

Die eingesetzten Materialien der Rohrleitung sind Stand der Technik und stellen keine besonderen Anforderungen hinsichtlich Kosten oder Qualität, im Bereich der Erdgasversorgung werden diese Materialien regelmäßig eingesetzt. Es sind keine ungewöhnlich hohen Wandstärken oder Sonderausstattungen wie beispielsweise Isolierungen notwendig.

Routenführung

Die Routenführung in den vorgestellten Modellen erfolgte ohne eine genaue Beachtung von geografischen Besonderheiten (Flüsse, bereits belegte Trassen etc.), lediglich große Ballungsräume wurden umgangen. Für eine reale Pipeline werden diesbezüglich viele Einschränkungen erwartet, so dass die Route weniger linear verläuft. Insgesamt betrachtet kommt es dadurch jedoch lediglich zu einer geringfügigen Erhöhung der gestreckten Rohrleitungslänge, für den Prozess ist die spürbare Auswirkung ein erhöhter Druckverlust. Mit den mittleren Werten des spezifischen Druckverlustes zwischen etwa 0,1 und 0,15 bar/km (Vollast) lassen sich die Auswirkungen dieser zusätzlichen Wegstrecke relativ schnell überschlagen. Bei den untersuchten Routen wären so Umwege von 50–100 km problemlos mit denselben Rohrdurchmessern umsetzbar.

Die Höhendifferenzen zwischen Ein- und Austritt sowie der Verlauf des Höhenprofils der Route haben zum einen positiven Einfluss auf den Eingangsdruck (durch die abfallende Route sinkt der notwendige Eintrittsdruck), zum anderen wird jedoch der Druck insbesondere bei niedrigen Teillasten an Stellen der Gebirgsquerung deutlich verringert, so dass es an diesen Stellen zur Bildung eines

Zweiphasengemisches kommen kann. Bei anderen Routen, welche ein ausgeprägteres Höhenprofil (größere Höhenunterschiede) aufweisen, ist bei der Auslegung des Transportprozesses diesem Effekt Rechnung zu tragen oder ggf. die Routenführung anzupassen.

Verunreinigungen/Gemische

Sollen in einer Pipeline CO₂-Gemische transportiert werden, besteht ein wesentlicher Part der Auslegung in der Charakterisierung des Gemisches hinsichtlich Phasenverhalten und thermodynamischer Zustandsgrößen. Zur Auslegung hinzugezogene Gemischgleichungen sollten eingehend validiert werden, um sicherzustellen, dass das Phasenverhalten korrekt wiedergegeben wird. Insbesondere die Dichte und der Verlauf der Phasengrenze haben einen großen Einfluss auf die Auslegung der Komponenten der Pipeline und die Prozessführung. Für CO₂-Gemische sind zum Teil wesentlich höhere Strömungsgeschwindigkeiten und Druckverluste zu erwarten. Des Weiteren ist der Betriebsbereich eingeschränkt, in welchem das CO₂ einphasig transportiert werden kann. In der Regel erfordert dies Rohrleitungen mit größerem Durchmesser und/oder Zwischenverdichterstationen. Es ist sicherzustellen, dass das CO₂-Gemisch, welches in die Pipeline eintritt, immer innerhalb der bei der Auslegung festgelegten Zusammensetzungsbereiche liegt.

6.2 Normalbetrieb und Regelung

Normalbetrieb

Der Normalbetrieb (40–100 % Last) ist bei den beiden Transportsystemen ohne Probleme möglich, bei Lasten unter 40 % kann es (insbesondere bei der Pipeline Jänschwalde-Sleipner) unter Umständen zur Ausbildung einer Zweiphasenströmung kommen. Lasten unter 30 % sind daher generell zu vermeiden. Um dem entgegenzuwirken, bietet sich eine Androsselung des Pipelineaustritts an, dadurch würde der mittlere Pipelinedruck gehoben und der Prozess mit mehr Abstand zur Phasengrenze betrieben.

Sommer- und Winterbetrieb sowie verschiedene Eintrittstemperaturen haben insgesamt nur einen geringen Einfluss auf den Transportprozess. Die Fluidtemperaturen werden im ersten Viertel der Pipelinestrecke von der Eintrittstemperatur dominiert, danach von der Umgebungstemperatur (jahreszeitabhängig). Die Drücke werden fast ausschließlich von der Umgebungstemperatur beeinflusst, im Winter sind geringere Eintrittsdrücke notwendig als im Sommer.

Laständerungen am Eintritt setzen sich nur sehr langsam über die gesamte Pipeline fort. Generell benötigt ein CO₂-Molekül vom Eintritt bis zum Austritt der Pipeline mehrere Tage (Rotterdam: ca. achteinhalb; Sleipner ca. zwölf Tage). Laständerungen benötigen etwa ein bis zwei Tage beim Druck und drei bis fünf Tage beim Massenstrom, um die gesamte Pipeline zu durchwandern, wobei der Großteil der Änderung in den ersten 10 bis 20 Stunden messbar ist.

Kleinere Lastwechsel (Schwankungen) werden über den Verlauf der Strecke nahezu vollständig nivelliert. Bei der Auswertung der realen Lastfälle zeigte sich dasselbe Bild: die Drücke und Massenströme im Verlauf der Pipeline ändern sich nur bei größeren Abweichungen in der Last und relativ langsam, am Ende der Pipeline sind weitaus geringere Schwankungen zu Verzeichnen als am Eintritt.

Keiner der simulierten realen Lastgänge zeigte Probleme oder Auffälligkeiten, es ist davon auszugehen, dass der Betrieb unter flexiblen Lastbedingungen ohne Einschränkungen möglich ist.

Regelung

Eine Regelung zur Gewährleistung der notwendigen Strömungsbedingungen kann dementsprechend träge ausgelegt werden, kurzzeitige Reglerabweichungen gleichen sich im Streckenverlauf aus. Die wesentliche Führungsgröße ist dabei der Druck am Austritt der Pipeline bzw. der Injektions(-über-)druck. In den hier simulierten Szenarien ist diese Regelung implizit vorhanden – es wird während der Simulation der Eintrittsdruck bestimmt, der notwendig ist, um die Strömung aufrecht zu halten und den Austrittsdruck bzw. den Injektionsdruck zu erreichen. In der Realität würde diese Regelaufgabe vom Prozessleitsystem übernommen werden.

Es würde sich eine Regelung basierend auf einem messwertgestütztem Simulationsmodell des Transport- und Speicherprozesses anbieten. Dabei wird in Abhängigkeit der aktuellen Kraftwerkslast und den gemessenen Zustandswerten entlang der Pipeline ein Rechenmodell der Pipeline und des Injektionsbrunnens simuliert. Auf Basis der Ergebnisse können nicht nur die notwendigen Eintrittsparameter an die Verdichtergruppe übergeben werden, sondern auch Aussagen zum Prozessverlauf über die gesamte Strecke gemacht werden. Dies schließt zum Beispiel eine Lecküberwachung ein. Auf Basis des Simulationsmodells können ebenfalls Betriebsabläufe (wie Revisionen) geplant und vorbereitet werden, so dass die Ab- und Anfahrzeiten minimiert werden können.

Stillstandsperioden

Stillstände führen zu einem deutlichen Druckabfall in der Leitung. Dieser setzt sich aus zwei Teilen zusammen: dem wegfallenden Reibungsdruckverlust und der Druckminderung durch Kontraktion des CO₂. Der Druckabfall aufgrund des Strömungsstillstands beträgt etwa 40–50 bar (bei Abschaltung von Vollast). Beim Stillstand kommt es zu einer Abkühlung des CO₂ insbesondere auf dem ersten Viertel der Strecke. Durch die Abkühlung erhöht sich die Dichte des CO₂ und es kommt zu einer Verringerung des Leitungsdruckes. Innerhalb zehn Tagen Stillstand fällt der Druck um weitere 15–25 bar. Je nach Ausgangsdruck vor der Abschaltung kann dies zum Erreichen des Zweiphasengebietes in höher gelegenen Pipelineabschnitten führen. Dies würde beim Wiederauffahren zu erhöhten Reibungsdruckverlusten und zu Druck- und Massenstromschwankungen führen. Beim Abfahren der Pipeline sollte deshalb darauf geachtet werden, durch Drosselung am Austritt für einen genügend hohen Leitungsdruck zu sorgen.

6.3 Besonderheiten in der Betriebsführung

Erstbefüllung

Die Erstbefüllung einer CO₂-Pipeline ohne den Einsatz zusätzlicher Medien und Anlagen gestaltet sich relativ schwierig, zumindest ist mit einer erheblichen Dauer des Befüllvorgangs zu rechnen. Ein Grund ist der große Masseninhalt der Pipeline durch die hohe Dichte des CO₂ in der betriebsbereiten Pipeline. Dadurch sind große Mengen an CO₂ mit einer niedrigen Druckstufe bereitzustellen. Die Betriebsverdichter sind dazu üblicherweise nicht ohne Weiteres geeignet. Da insbesondere die letzten Stufen für deutlich höhere Dichten (Drücke) ausgelegt sind, sind diese nicht in der Lage, die notwendigen hohen Volumenströme zum Befüllvorgang zu fördern. CO₂ in Drucktanks kann auch nicht ohne weiteres genutzt werden, da es bei der Entspannung in die drucklose Pipeline als Trockeneis austritt. Innerhalb kürzester Zeit würde es zu sehr niedrigen Temperaturen in der Rohrleitung und durch die Feststoffbildung zum Verstopfen des Rohrleitungsquerschnitts kommen. Der

niedrige Wärmeeintrag aus der Umgebung zur Sublimation des Trockeneises würde zu sehr langen Befüllzeiten führen. Das CO₂ müsste deshalb vor dem Eintritt in die Pipeline extern aufgewärmt werden. Für die Befüllung stehen deshalb nur drei Alternativen zur Verfügung: die Erstbefüllung mit Stickstoff, die Nutzung mobiler Verdichtereinheiten oder die Umfunktionierung der Betriebsverdichter zum Befüllen.

Bei der Erstbefüllung mit Stickstoff wird die Pipeline zunächst komplett mit Stickstoff gefüllt und bis etwa 100 bar unter Druck gesetzt. Die Befüllung mit Stickstoff ist wesentlich leichter, da das Gas im gesamten Vorgang gasförmig bleibt. Sobald der Enddruck erreicht ist, werden über eine Molchschleuse ein oder mehrere Molche in die Pipeline eingeführt, die den Rohrleitungsquerschnitt komplett verschließen. Dann wird hinter den Molchen begonnen, CO₂ unter Betriebsdruck (>100 bar) einzuleiten. Durch den erhöhten Druck werden die Molche durch die Rohrleitung gedrückt, am Ende der Pipeline wird dann der Stickstoff abgelassen, bis die Molche die Pipeline durchwandert sind und diese komplett mit CO₂ gefüllt ist. Auf diese Weise wird eine Verunreinigung des CO₂ größtenteils vermieden. Für diesen Vorgang sind große Mengen an Stickstoff bereitzustellen, beispielsweise durch Tanklastwagen oder durch eine temporär installierte Luftzerlegungsanlage.

Bei der Befüllung mit externen Verdichtern wird CO₂ (bspw. aus Tanklastwagen oder aus dem CCS-Kraftwerk) zunächst verdampft und dann gasförmig in die Pipeline geleitet. Mit steigendem Druck werden verschiedene mobile Verdichter zur Förderung und Druckerhöhung des CO₂ eingesetzt. Auf diese Weise wird die Leitung zunächst gasförmig befüllt. Sobald der Siededruck erreicht ist, beginnt das CO₂ in der Leitung zu kondensieren und der Befüllvorgang wird im flüssigen und im überkritischen Gebiet fortgesetzt (siehe dazu auch Kapitel 4.7.2).

Die dritte Alternative wäre die Nutzung der Betriebsverdichter zur Befüllung, diese Variante ist in Kapitel 4.7.1 detailliert beschrieben. Alle dieser Varianten benötigen viel Zeit, es ist davon auszugehen, dass die Erstbefüllung mehrere Wochen bis Monate in Anspruch nimmt.

Stillstandsperioden

Längere Stillstandsperioden sollten (sofern vorab bekannt) mit einer Erhöhung des mittleren Leitungsdrucks eingeleitet werden. Eine Absperrung der Leitung sollte ebenfalls vom Ende her erfolgen, um den Druck in der Leitung möglichst hoch zu halten. Generell ist der Druck der Leitung während des Betriebes möglichst hoch zu halten, um geringe Druckverluste in allen Lastfällen und einen hohen Druck für längere Stillstandsperioden einzuhalten. Es böte sich an, bei geringeren Durchsätzen das Ende der Leitung anzudrosseln, um einen höheren Druck in der Leitung zu erzielen.

Entleeren einzelner Abschnitte

Müssen Teile der Pipeline drucklos gemacht werden, ist beim Ablassvorgang die Temperatur insbesondere am Auslass zu überwachen. Das CO₂ tritt zunächst überkritisch aus, es kommt jedoch durch den Druckabfall über die Ausblasleitung zur Ausbildung einer Gas- und einer Flüssig- oder Feststoffphase (Trockeneis), welche dann die Leitung verlässt. Der Vorgang ist verbunden mit einer starken Absenkung der Temperatur aufgrund des Joule-Thompson-Effektes. Bei starkem Temperaturabfall (so dass die Materialkennwerte, insbesondere die Festigkeit sich deutlich verschlechtern) ist ggf. der Vorgang zu unterbrechen und zu warten, bis sich die betroffenen Bauteile wieder erwärmt haben. Während des Ablassvorgangs kommt es zur Ausbildung einer flüssigen Phase im Rohrleitungsabschnitt. Der Druck fällt nicht direkt auf Umgebungsdruck, sondern bleibt über längere Zeit erhöht

(Siededruck). Die Ausströmung erfolgt jedoch fast nur durch gasförmiges CO₂. Damit der Abschnitt vollständig entleert werden kann, muss die angesammelte Flüssigkeit wieder verdampft werden. Da hierfür nur die Umgebungswärme zur Verfügung steht, dauert der Vorgang mit etwa 20 Stunden insgesamt recht lange. Ein schnelleres Ausströmen ist möglich durch den Einsatz eines größeren Durchmessers der Ausblasleitung, jedoch fallen dann die Temperaturen im Fluid im Abschnitt auch stärker ab.

Beim Wiederbefüllen kommt es ebenfalls zu niedrigen Temperaturen beim Einströmen von CO₂ in den entleerten Abschnitt. Das Wiederbefüllen sollte deshalb mit Temperaturüberwachung stattfinden und ggf. periodisch unterbrochen werden, um eine Materialversprödung zu verhindern. Da zwischen dem unbefüllten Abschnitt und dem Rest der Pipeline sehr hohe Druckunterschiede herrschen, müssen für die Wiederbefüllung die Umfahrarmaturen genutzt werden. Diese haben einen geringeren Durchmesser und können in der Regel die hohen Druckunterschiede und die hohen Strömungsgeschwindigkeiten besser vertragen.

Leck/Riss in der Pipeline

Kommt es zu einem Leck in der Pipeline aufgrund von externen Eingriffen (zumeist Bauarbeiten), bildet sich in der Regel ein Riss aus und es wird innerhalb von Millisekunden der gesamte Querschnitt der Pipeline freigegeben. Es kommt zunächst zu einem Ausströmen von überkritischem CO₂ und einen starken Druckabfall am Ort des Risses, der sich in etwa mit Schallgeschwindigkeit in beide Richtungen von der Schadensstelle ausbreitet. Durch den Druckabfall erreicht das CO₂ schnell den Siededruck und es kommt zur Ausbildung eines Zweiphasengemisches, wodurch sich die Ausströmung verlangsamt. Die Ausströmung erfolgt in etwa über ein bis zwei Stunden. Dabei erfolgt die Ausströmung zunächst überkritisch, dann zweiphasig und schließlich gasförmig. Insgesamt treten bei Absperrung innerhalb einer Minute etwa 4493 t CO₂ aus, bei späterer Absperrung nach 15 Minuten treten etwa 5643 t CO₂ aus.

6.4 Injektionsbrunnen und Speicher

Reservoir

Das simulierte Reservoir stellt ein vereinfachtes Modell dar, welches nicht alle physikalischen Vorgänge bei der Speicherung berücksichtigen kann. Es wird lediglich der notwendige Überdruck zur Einspeicherung in das Reservoir berechnet. Mit den getroffenen Annahmen zu Reservoirausdehnung, Permeabilität und Porosität zeigten sich keine Probleme, den gewählten Massenstrom zu speichern.

Injektionsbrunnen

Die Prozessverläufe im Injektionsbrunnen sind aufgrund der ähnlichen Druck- und Temperaturverhältnisse am Pipelineaustritt für alle Szenarien relativ ähnlich. Es können massenstromabhängige Unterschiede im notwendigen Kopfdruck beobachtet werden, diese liegen zwischen etwa 105 bar bei Vollast und etwa 80 bar bei 30 % Last. Beim Stillstand fällt der Kopfdruck ebenfalls auf etwa 80 bar ab. Das CO₂ tritt flüssig in den Injektionsbrunnen ein und wird im Betrieb beim Durchströmen des Brunnens nur wenig erwärmt (etwa 20 K). Beim Stillstand wird das Fluid im Injektionsbrunnen

stärker erwärmt, durch die durchgängig hohen Drücke kommt es jedoch nicht zur Ausbildung mehrerer Phasen. Insgesamt ist der Injektionsverlauf als sehr stabil zu bezeichnen.

Besondere Vorgänge

Prozesse, die in den Simulationen nicht berücksichtigt werden konnten, sind die Erstbefüllung des Injektionsbrunnens, eventuelle Rückströmungen aus dem Reservoir in Stillstandszeiten oder erhöhte notwendige Injektionsdrücke nach einem Stillstand. Diese Prozesse sind stark an die Reservoireigenschaften gekoppelt (erlaubte Stoffe im Reservoir bei der Erstbefüllung bspw. mit Stickstoff; Verhalten des bohrlochnahen Reservoirgesteins und der Reservoirfluide) und müssten bei einer realen Anlage im Detailengineering berücksichtigt werden.

Verunreinigungen/Gemische

Da bei CO₂-Gemischen in der Regel die Dichte geringer ist, ergeben sich für Injektion und Speicherung im Wesentlichen zwei Konsequenzen: die in das Speichervolumen einspeicherbare Masse (und damit die mögliche Betriebsdauer) sinkt und es muss ein höherer Kopfdruck am Brunnen gefahren werden. Eventuelle chemischen oder biologischen Reaktionen wurden in dieser Arbeit nicht berücksichtigt, in der Regel kann man jedoch davon ausgehen, dass es zu solchen Reaktionen kommt, in der Regel gehen diese mit einer Verringerung der Injektivität einher, da durch Reaktionsprodukte Poren des Reservoirs verstopft werden können.

6.5 Übertragbarkeit auf andere CO₂-Quellen und Standorte

Die in dieser Arbeit simulierten Modelle stellen nur zwei der vielen möglichen CCS-Systeme dar. Jede Kombination aus Kraftwerk und Speicher erfordert einen neuen Prototypen für ein Transportsystem. Die grundlegenden Prozessverläufe und Ergebnisse können jedoch auf eine Vielzahl weiterer CCS-Transportsysteme übertragen werden.

Generelle Einschränkungen ergeben sich durch eine Routenführung mit Höhendifferenzen über mehrere hundert Höhenmeter, hier kann es notwendig werden, Stationen zur Druckerhöhung oder zur Druckreduzierung auf der Route zu planen, um zu niedrige oder zu hohe Drücke (für Rohrleitung und Reservoir) zu vermeiden.

Ebenso können Verunreinigungen im CO₂ (gewollte oder ungewollte) die Prozessverläufe erheblich beeinflussen. Durch die geänderten Phasengrenzen und die zumeist deutlich verminderte Dichte sind tendenziell deutlich höhere Drücke und mehr Zwischenverdichterstationen notwendig.

Insgesamt lassen sich die Ergebnisse auf andere Projekte übertragen wenn folgende Kriterien erfüllt sind:

- CO₂-Quelle mit hoher Reinheit (>99 %),
- überkritischer Transportdruck und Transportstrecken bis etwa 1000 km,
- relativ flaches, abfallendes Höhenprofil (Höhendifferenzen <500 m),
- Zielpunkt: CO₂-Hub/Hafen, andere Pipeline im Netzwerk oder Aquiferspeicher.

7 Zusammenfassung und Ausblick

7.1 Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit wurde der Transport von CO_2 und CO_2 -Gemischen aus energietechnischen Anlagen untersucht. Dabei wurde der Schwerpunkt auf die Modellierung und Simulation einer Kombination aus Post-Combustion-Kraftwerk, Pipeline und Aquiferspeicher gelegt.

Im Kapitel Stand der Technik und Wissenschaft wurden zunächst die grundlegenden thermodynamischen Eigenschaften von CO_2 und CO_2 -Gemischen erläutert, welche für die Abscheide-/Transport- und Speicherprozesse und das Verständnis der Besonderheiten des CO_2 -Transports eine wesentliche Rolle spielen.

Es folgte eine Einführung in die derzeit verfügbaren CCS-Kraftwerkstechnologien und die notwendigen Reinigungstechnologien zur Aufbereitung des CO_2 für den Transport. Deren wesentliche Kenngrößen wurden im Hauptteil der Arbeit zur Modellierung des Kraftwerksprozesses herangezogen. Die verfügbaren Technologien für die Verdichtung des CO_2 auf Transportdruck wurden vorgestellt und beispielhafte Verdichtungsprozesse berechnet.

Anschließend wurden die derzeit verfügbaren Transporttechnologien vorgestellt und für die wichtigste Technologie – Pipelines – die wesentlichen Auslegungsgrundlagen erläutert. Einen Schwerpunkt bildete hierbei die Erörterung der Besonderheiten des Risswachstums in Rohrleitungen, die ein Fluid mit erhöhtem Dampfdruck (wie beispielsweise CO_2) transportieren. Es wurden die Mechanismen der Rissausbreitung und die Berechnungsvorschriften zur Ermittlung der notwendigen Wanddicke gegen Risswachstum erläutert. Hier zeigte sich, dass insbesondere Verunreinigungen zu einer deutlichen Erhöhung der Wandstärke führen können, da Sie den Auslegungsdruck gegen laufende Risse deutlich anheben können. Des Weiteren wurden generelle Unterschiede zu bestehenden Erdgaspipelines sowie die Besonderheiten beim Offshore-Transport erläutert.

Im folgenden Abschnitt wurden die Möglichkeiten der CO_2 -Speicherung vorgestellt und für den wahrscheinlichsten Speichertyp – Saline Aquifere – die Grundlagen zur Berechnung der Speichereigenschaften und die zu erwartenden Kennzahlen im Bereich der Nordsee erörtert. Abschließend wurden eine Reihe bereits realisierter CCS-Projekte sowie CO_2 -Pipelines im Betrieb und deren Besonderheiten vorgestellt.

Im Kapitel Grundlagen der Modellierung wurden mit dem Zwei-Fluid-Modell für die Erhaltungsgleichungen und dem Lax-Wendroff-Schema zwei Ansätze zur Modellierung von zweidimensionalen CO_2 -Strömungen in Rohrleitungen dargestellt. Des Weiteren wurde auf die Vorgehensweise zur Modellierung und auf die genutzten Modellierungswerkzeuge eingegangen.

Das Kapitel *Modellierung des CO_2 -Transportes* bildet den Hauptteil und den Schwerpunkt der Arbeit. Anhand zweier fiktiver CCS-Systeme werden die Auslegung und der Betrieb eines CO_2 -Transportsystemes eingehend erläutert. Grundlage für das CCS-System bildet ein fiktives Post-Combustion-Kraftwerk am Standort Jänschwalde. Anhand typischer Kennlinien und Wirkungsgradverläufe wurde für dieses Kraftwerk ein Modell zur Berechnung des lastabhängigen CO_2 -Massenstromes erarbeitet. Das Kraftwerksmodell erlaubt es, aus beliebigen Lastgängen (der Kraftwerksleistung) eine Zeitreihe für den zu transportierenden CO_2 -Massenstrom zu generieren. Diese

bilden die Grundlage für die dynamischen Simulationen des Pipelinetransportes und der Injektion in einen Aquifer in den folgenden Teilen der Arbeit.

Den Hauptteil der Modellierung umfasste die Erstellung der dynamischen Modelle zweier CO₂-Pipelines. Die Modelle umfassen a) die Pipeline vom Kraftwerkszaun bis zum Übergabepunkt am CO₂-Hub in Rotterdam bzw. b) die Pipeline vom Kraftwerkszaun bis zum Meeresgrund sowie den Injektionsbrunnen und ein Modell eines Aquiferspeichers in 2000 m Tiefe. Die Modelle beinhalten jeweils die Rohrleitung und deren nähere Umgebung. Dazu wurden anhand der geplanten Routen aus Bodenkarten die jeweiligen Bodentypen entlang der Route erfasst und deren thermische Eigenschaften Abschnittsweise in das Modell übernommen, ebenso wurde für das den Injektionsbrunnen umgebende Gestein ein Profil der thermischen Eigenschaften erarbeitet. Die Rohrleitungen wurden anhand der im Kapitel zum Stand der Technik erörterten Auslegungsvorschriften ausgelegt, wobei eine manuelle iterative Anpassung der Rohrleitungsdurchmesser erfolgte, bis ein optimales Verhältnis von Rohrleitungsdurchmesser und Gesamtdruckverlust gefunden wurde.

Die Rechenmodelle wurden als 1-D-Modelle in der Software OLGA erstellt. Die Software erlaubt die Modellierung und die dynamische Simulation von Rohrleitungen, Reservoirs sowie einer Vielzahl von Armaturen, Reglern und Nebenanlagen. Es wurde dabei darauf Wert gelegt, die Modellierung so realitätsnah wie möglich zu gestalten, d. h. die Rohrleitung, die Höhenprofile und die Umgebung von Pipelines und Injektionsbrunnen wurde mit hoher Genauigkeit im Modell umgesetzt. Auf die Modellierung jeder einzelnen Streckenarmatur musste aus Gründen der Simulationsdauer verzichtet werden. Deren Einfluss auf den Gesamtprozess ist jedoch sehr gering.

Um einen möglichst ungestörten Eindruck des Transportprozesses zu erlangen, wurde, soweit möglich, auf den Einsatz von zusätzlichen Reglern verzichtet. Die Modelle selbst wurden mit der Randbedingung des Massenstromes am Eintritt und des vorgegebenen Druckes am Austritt umgesetzt. Im Falle der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam ist dies ein festgelegter Druck von 85 bar. Im Falle der Pipeline Jänschwalde-Sleipner bestimmt sich der Druck am Ende des Injektionsbrunnens zum einen durch den Reservoirdruck und zum anderen durch den notwendigen Überdruck zur Injektion. Die hierfür notwendige Berechnung erfolgt während der Simulation automatisch im Modell. Es ist mit den Modellen möglich, die thermofluidodynamischen Prozesse des CO₂ in der Rohrleitung sowie im Injektionsbrunnen bis zum Speicher nachzubilden. Das wesentliche Ergebnis der Modelle ist der Eintrittsdruck, der am Anfang der Pipeline anliegen muss, um die Förderung des CO₂-Massenstromes zu ermöglichen. Weitere Ergebnisse der Simulationen sind die auftretenden Druck- und Massenstromverläufe (entlang der Strecken sowie über einem bestimmten Zeitraum), Wärmeübergangs- und Wärmespeichervorgänge sowie das dynamische Verhalten bei wechselnden Lastbedingungen.

Zur Validierung der Modelle konnten keine Messwerte genutzt werden, da es sich um fiktive Systeme handelt. Um dennoch die Eignung der generellen Vorgehensweise und der Simulationssoftware abzusichern, wurden zwei Validierungsmodelle erarbeitet. Das erste Modell umfasst die Injektionsanlage des Pilotspeicherprojektes Ketzin, für welches umfangreiche Datensätze vorlagen. Das zweite Modell umfasst die CRC-Pipeline, für welche von der Betreibergesellschaft ein reduzierter Datensatz zur Verfügung gestellt wurde. Beide Modelle konnten erfolgreich simuliert werden, dabei wurden im Fall Ketzin komplette Monate dynamisch simuliert und ausgewertet. Für die Simulation der CRC-Pipeline wurden zwei statische Datensätze genutzt. Die Simulationsergebnisse zeigten meist gute Übereinstimmung mit den Messwerten, alle Abweichungen ließen sich phänomenologisch erklären.

Für die Untersuchung des Systemverhaltens wurden für die zwei Modelle der Pipelines eine Reihe von Szenarien entworfen. Diese umfassten: statische Lastbedingungen bei verschiedenen Laststufen,

Temperaturvariationen, Lastsprünge, das An- und Abfahrverhalten der Pipeline und einzelner Abschnitte, Linepacking, reale flexible Kraftwerkslastgänge, die Erstbefüllung der Pipeline sowie das Verhalten im Schadenfall (Riss). Insgesamt wurden so 66 verschiedene Szenarien simuliert.

Die Auswertung der statischen Szenarien zeigte, dass die vorgeschlagenen Pipelines in der Lage sind, CO₂ aus einem Kraftwerk bis weit in den Teillastbereich zu transportieren, ohne Änderungen an der Technik vorzunehmen. Lediglich bei (dauerhaften) Teillasten unter 40 % wäre eine Androsselung des Pipelineaustritts notwendig, um den mittleren Pipelinedruck zu erhöhen und somit eine Zwei-Phasen-Strömung zu vermeiden. Der Transport funktioniert über ein weites Spektrum an Eintritts- und Umgebungstemperaturen problemlos und mit nur geringen Änderungen in den Prozessverläufen. Die Transportsysteme können somit in allen Jahreszeiten und mit wechselnden Eintrittsbedingungen betrieben werden.

Lastsprünge werden vom Transportsystem stark gedämpft und Änderungen der Eintrittswerte (Massenstrom) kommen erst nach mehreren Stunden (Druck) bis mehreren Tage (Massenstrom) am Ende der Pipelines voll an. Bei Betriebsvorgängen wie dem Abschalten und Anfahren der Pipelines ist generell mit einer Reaktion im Stundenbereich zu rechnen, innerhalb derer das System von Volllast auf Nulllast oder umgekehrt gefahren werden kann. Dabei ist immer von einer betriebsbereiten, das heißt unter ausreichend hohem Druck (etwa ab 100 bar mittlerer Druck) stehenden Pipeline auszugehen. Die Rohrleitung selbst kann über 5–10 h als Zwischenspeicher dienen, um ggf. Prozesse am Eintritt und am Austritt weiter zeitlich voneinander abzukoppeln. Dabei können über das Linepacking bis zu ca. 5000 t CO₂ unter Volllast zusätzlich in die Pipeline gefördert werden.

Die Simulation der realen Lastgänge zeigte, dass die Koppelung mit einem flexiblen CCS-Kraftwerk mit wenigen zusätzlichen Betriebsabläufen zu bewerkstelligen ist. Normale Lastschwankungen werden über den Verlauf der Pipeline im Wesentlichen ausgeglichen, so dass am Austritt ein Verlauf der Druck- und Massenstromschwankungen mit wesentlich geringeren Amplituden als am Eintritt zu verzeichnen ist. Auch tiefe Teillasten und kurze Stillstände (Stunden bis wenige Tage) können ohne Probleme umgesetzt werden. Lediglich bei längeren Stillständen (Tage bis Wochen) ist vor Beginn des Stillstands der Pipelinedruck anzuheben, um die Ausbildung mehrerer Phasen in Abschnitten der Pipeline zu verhindern.

Die Erstbefüllung der Pipeline stellt einen der schwierigsten Betriebsvorgänge dar. Aufgrund des Phasenverhalten des CO₂ und der Möglichkeit der Feststoffbildung und der Ausbildung flüssiger und gasförmiger Phasen während der Befüllung sind die möglichen Strategien zur Befüllung begrenzt. Es wurden mehrere Optionen vorgestellt, welche die Befüllung erlauben, allen gemein ist die lange Dauer (Wochen) und der Aufwand an zusätzlichem Equipment.

Kommt es zur geplanten oder ungeplanten Entleerung eines Abschnittes der Pipeline, wurden die Konsequenzen für den betroffenen Abschnitt und für den Rest der Pipeline untersucht. In der Regel kann durch ein geringes Maß an Vorplanung (geplante Entleerung) bzw. durch eine Prozessüberwachung und ein schnelles Absperren des Abschnittes (ungeplante Entleerung – Leck) innerhalb weniger Minuten die Problemzone auf den betroffenen Abschnitt begrenzt werden und der Rest der Pipeline im normalen Betriebsbereich gehalten werden. Das Wiederanfahren der Pipeline nach der Reparatur kann so wesentlich beschleunigt werden. Bei einem Leck in der Pipeline kommt es zur vollständigen Entleerung des Abschnittes sowie zum Ausstoß des zusätzlich nachströmendem Fluids. Je nach Reaktionszeit bis zum Absperren können etwa 4000–6000 t CO₂ entweichen.

Da in OLGA nur reines CO₂ als Fluid gewählt werden kann, wurde für eine Reihe von Gemischen ein separates Modell der Pipeline entwickelt. Mit diesem Modell wurden zwei Laststufen der Pipeline erneut mit verschiedenen Gemischzusammensetzungen simuliert. Obwohl es zu diversen Prob-

lemen bei der Berechnung der Stoffeigenschaften der Gemische kam, ist das Ergebnis eindeutig: sobald man Verunreinigungen im CO₂ hat, muss man mit teils deutlich erhöhten Druckverlusten rechnen. Dies führt zu erhöhten Eintrittsdrücken in die Pipeline oder zu zusätzlich notwendigen Zwischenverdichterstationen. Bei Post-Combustion-Capture-Anlagen sind die zu erwartenden Unterschiede (bei einer Reinheit von über 99,8 %) gering. Generell sollte beim Transport von Gemischen unter 99 % CO₂ eine detaillierte Untersuchung der Phasengrenzen und der Dichteverläufe des Gemisches erfolgen und im Modell der Pipeline bzw. des Transportfluides berücksichtigt werden.

Insgesamt konnte durch die Auslegung, Modellierung und Simulation der Transportsysteme gezeigt werden, dass ein Pipeline-Transportsystem für CO₂ und in gewissem Maße auch für CO₂-Gemische technisch möglich ist und ohne einen übermäßigen Aufwand an zusätzlichen Apparaten und Maschinen sowie mit mäßigem Regelaufwand zu betreiben ist. Die einzelnen Subsysteme (Kraftwerk/Transport/Speicherung) können in den untersuchten Grenzen der Last und der Lastverteilung miteinander gekoppelt und dauerhaft betrieben werden. Für die wenigen Ausnahmen, bei denen der Normalbetrieb der Pipeline nicht ohne weiteres möglich ist, wurden Lösungsstrategien vorgestellt, mit welchen sich der Betrieb umsetzen lässt.

7.2 Ausblick

Aufgrund der Komplexität eines CCS-Transportsystems lassen sich nur einige allgemeine Aussagen ohne Einschränkungen von einem CCS-Projekt auf ein anderes übertragen. Die hier vorgestellten Modelle und Simulationsergebnisse können deshalb immer nur in ihrem Kontext betrachtet werden. Jede abweichende Route, jede Änderung am Kraftwerkstyp oder an der Speicherung wirkt sich unmittelbar auf das ganze Transportsystem aus. Im einfachsten Falle kommt es nur zu einer Änderung der Gesamtdruckverluste in der Pipeline, in komplizierteren Fällen muss ggf. eine komplett andere Transportstrategie umgesetzt werden.

Der Schwerpunkt dieser Arbeit lag in der Betrachtung des Transportsystems. Dementsprechend wurden bei der Modellierung von Kraftwerk, Abscheidung und Verdichtung sowie der Speicherung vereinfachte Modelle angenommen, um den Aufwand bei Modellierung und Simulation zu begrenzen. Für weiterführende Arbeiten würde es sich anbieten, insbesondere das Speicherreservoir detaillierter zu modellieren und die Modelle von Pipeline, Injektion und Speicher zu koppeln, um eine genauere Abbildung der Druckantwort des Reservoirs auf die schwankenden Massenströme zu erhalten. Auf der anderen Seite böte sich eine Implementierung von Modellen für die Verdichtung sowie im weiteren Verlauf die Abscheidetechnik und das Kraftwerk an. Wünschenswert wäre hier in Konsequenz eine durchgängige dynamische Modellierung aller Subsysteme. Die notwendigen Schnittstellen sind in OLGA verfügbar.

Bei der Validierung der Modelle kann leider nur auf einen sehr begrenzten Datensatz zurückgegriffen werden. Die derzeit betriebenen Großpipelines für CO₂ sind in der wissenschaftlichen Literatur nur rudimentär charakterisiert. Durchmesser, grobe Routenverläufe und Nennbetriebsparameter sind noch dokumentiert, die für eine Modellvalidierung notwendigen Betriebsdaten über einen längeren Zeitraum und mit ausreichender örtlicher Auflösung entlang der Strecke sind jedoch praktisch nicht erhältlich. Diese Informationen sind in der Regel nur den Betreibern zugänglich. Künftige Forschungsprojekte sollten darauf abzielen, die für eine Modellvalidierung benötigten Daten zu beschaffen oder durch eigene Untersuchungen zu generieren.

Für die Verbesserung der Genauigkeit und einer Verringerung des Aufwandes zur Simulation von CO_2 und CO_2 -Gemischen wäre eine Weiterentwicklung der in OLGA implementierten Routinen zur Bereitstellung von Stoffwerten notwendig. Erste Schritte in diese Richtung wurden bereits unternommen. Ziel sollte es sein, von den in der Auflösung begrenzten Druck-Temperatur-Tabellen für CO_2 hin zu einer gleichungsbasierten Stoffwertbereitstellung zu kommen. Für die Berechnung des Transportes von CO_2 -Gemischen werden ebenso verbesserte Berechnungsroutinen benötigt. Insbesondere die Rechengeschwindigkeit und die Genauigkeit und Stabilität der eingesetzten Solver sind derzeit nur für statische Berechnungen geeignet, sofern man auf universelle Software wie REFPROP oder Implementierungen der GERG-Gleichung zurückgreift. Vereinfachte Gleichungen wie Peng-Robinson erzielen zwar bessere Resultate bezüglich der Rechengeschwindigkeit, die Genauigkeit ist jedoch häufig geringer. Insgesamt gilt für alle Gemische und Gleichungen zur Stoffwertberechnung von Gemischen, dass deren berechnete Eigenschaften zumindest stichpunktartig durch Experimente validiert werden sollten.

Literaturverzeichnis

- [1] J. Grace, S. A. Levin: Carbon Cycle. In: Encyclopedia of Biodiversity Zweite Auflage. Academic Press, Waltham (2013)
- [2] S. Solomon, D. Qin, M. Manning, Z. Chen, M. Marquis, K. B. Averyt, M. (Ed.): Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment. Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA (2007)
- [3] M. Wild, D. Folini, C. Schär, N. Loeb, E. G. Dutton, G. König-Langlo: The global energy balance from a surface perspective. *Climate Dynamics* 40(11-12) (2013)
doi:10.1007/s00382-012-1569-8
- [4] J. Hansen, M. Sato, P. Kharecha, K. Schuckmann: Earth's energy imbalance and implications. *Atmos Chem Phys* 11(24) (2011)
- [5] UN: Kyoto Protocol to the United Nations Framework Convention on Climate Change. Adopted at the third session of the Conference of the Parties (COP 3). Kyoto, Japan (1997)
Abgerufen am 21. September 2012 unter: <http://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpeng.pdf>
- [6] IPCC, R.K. Pachauri, A. Reisinger (Ed.): Climate Change 2007: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Geneva, Switzerland (2007)
- [7] UN General Assembly: United Nations Framework Convention on Climate Change : resolution / adopted by the General Assembly 20.01.1994, A/RES/48/189. (Januar 1994)
Abgerufen am 21.09.12 unter: <http://www.unhcr.org/refworld/docid/3b00f2770.html>
- [8] IPCC, B. Metz ,O. Davidson, H. C. de Coninck, M. Loos, and L. A. Meyer (Ed.): IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Prepared by Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge University Press. Cambridge, United Kingdom and New York, USA (2005)
- [9] Umweltbundesamt: Treibhausgasausstoß 2012 - vorläufige Zahlen aufgrund erster Berechnungen und Schätzungen des Umweltbundesamtes. Hintergrundpapier. (2013)
Abgerufen am 26. Oktober 2013 unter:
<http://www.umweltbundesamt.de/publikationen/treibhausgasausstoss-in-deutschland-2012>
- [10] Umweltbundesamt: Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2013 - Nationaler Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar 1990 – 2011. (2013)
Abgerufen am 26.10.2013 unter: <http://www.umweltbundesamt.de/publikationen/berichterstattung-unter-klimarahmenkonvention-2>
- [11] F. S. Knopf: Neuberechnung möglicher Kapazitäten zur CO₂-Speicherung in tiefen Aquifer-Strukturen. *Energiewirtschaftliche Tagesfragen* 60(4) (2010)
- [12] BGR: Häufig gestellte Fragen. Bundesanstalt für Geowissenschaften und Rohstoffe. Website.
Abgerufen am 11.11.2013 unter:
http://www.bgr.bund.de/DE/Themen/CO2Speicherung/FAQ/faq_node.html
- [13] Bildschirmpräsentation CCS-Tischmodell. Lehrstuhl Kraftwerkstechnik BTU-Cottbus. (2010)
- [14] Gesetz zur Demonstration der dauerhaften Speicherung von Kohlendioxid (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz - KSpG). 17. August 2012 (BGBl. I S. 1726). (2012)
- [15] R. Piepka: "KW-Daten". Übergabe Messdaten Kraftwerksblock Lausitz. E-Mail vom 27.06.2013.

-
- [16] Y. Tanaka, N. Yamachi, S. Matsumoto, S. Kaneko, S. Okabe, M. Shibuya: Thermodynamic and Transport Properties of CO₂, CO₂-O₂, and CO₂-H₂ Mixtures at Temperatures of 300 to 30,000 K and Pressures of 0.1 to 10 MPa. *Electrical Engineering in Japan* 163(4) (2008)
- [17] Air Liquide Deutschland GmbH: Kohlendioxid. Sicherheitsdatenblatt gemäß RL 1907/2006/EG (REACH).
Abgerufen am 03.11.2014 unter: www.airliquide.de/gasekatalog/sdb/018A-DE-DE-Kohlendioxid.pdf
- [18] R. Span, W. Wagner: A New Equation of State for Carbon Dioxide Covering the Fluid Region from the Triple-Point Temperature to 1100 K at Pressures up to 800 MPa. *J. Phys. Chem. Ref. Data* 25(6), 1506-1596 (1996)
- [19] H.-J. Kretzschmar, I. Stöcker, I. Jähne: Programm FluidEXLGraphics für Excel. Hochschule Zittau/Görlitz (FH) (1998 - 2015)
Fachbereich Maschinenwesen
- [20] H.-J. Kretzschmar, I. Stöcker, I. Jähne, Hasch, F. Elschner: Stoffwertprogramm-Bibliothek für Kohlendioxid - FluidEXLGraphics LibCO₂ für Excel®. Hochschule Zittau/Görlitz (FH) (1998 - 2015)
Fachbereich Maschinenwesen
- [21] A. Fenghour, W. A. Wakeham, V. Vesovic: The Viscosity of Carbon Dioxide. *J. Phys. Chem. Ref. Data* 27, 31-44 (1998)
- [22] V. Vesovic, W. A. Wakeham, G. A. Olchowy, J. V. Sengers, J. T. R. Watson, J. Millat: The transport properties of carbon dioxide. *J. Phys. Chem. Ref. Data* 19, 763-808 (1990)
- [23] DVGW: DVGW C260 (A). Eigenschaften von Kohlendioxid und Kohlendioxidströmen. Entwurf. (2014)
- [24] K. Spindler: Wärmeübergang von Kohlendioxid im thermodynamisch kritischen Gebiet. *Proc. Appl. Math. Mech.* 5, 587-588 (2005)
- [25] S. Orth: Persönliches Gespräch am 11.02.2014 mit Mitarbeiter der KSB AG. Paris (2014)
- [26] S. Paul: Selection of Materials for High Pressure CO₂ Transport. TWI Ltd., 3rd International Forum on Transportation of CO₂ by Pipeline. Newcastle (2012)
- [27] NACE, TM0192-2012, Evaluating Elastomeric Materials in Carbon Dioxide Decompression Environments. Houston (2012)
NACE International, ISBN: 1-57590-055-6
- [28] S. Mokhatab, W. A. Poe, J. G. Speight: Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Gulf Professional Publishing/Elsevier, Oxford (2006)
ISBN 0-7506-7776-7
- [29] B. Wetenhall, J. M. Race, M. J. Downie: The Effect of CO₂ Purity on the Development of Pipeline Networks for Carbon Capture and Storage Schemes. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 30, 197-211 (2014)
- [30] M. Anheden, A. Andersson, C. Bernstone, S. Eriksson, S. Liljemark, C. Wall: CO₂ quality requirements for a system with CO₂ capture, transport and storage. *Proceedings of the 7th Greenhouse Gas Technologies Conference GHGT-7* (2005)
- [31] IEAGHG: Effects of Impurities on Geological Storage of CO₂. Studie.
Abgerufen am 03.10.2014 unter: http://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2011-04.pdf
- [32] A. Kather, S. Kownatzki: Assessment of the different parameters affecting the purity of CO₂ purity from coal fired oxyfuel process. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 55, 204-209 (2011)
- [33] A. Oosterkamp, J. Ramsen: State of the Art Review of CO₂ Pipeline Transportation with Relevance to Offshore Pipelines. Studie. (2008)
Report No. POL 0-2007-138-A, Polytec
-

- [34] M. Mohitpour, P. Seevam, K. K. Botros, B. Rothwell, C. Ennis: Pipeline Transportation of Carbon Dioxide containing Impurities. ASME, New York (2012)
ISBN: 978-0-7918-5983-4
- [35] E. Visser, C. Hendriks: Towards Hydrogen and Electricity Production with Carbon Dioxide Capture and Storage. (2007)
Abgerufen am 29.10.2014 unter: <https://www.sintef.no/project/dynamis-hypogen/Publications/D3-1-3%20DYNAMIS%20CO2%20quality%20recommendations%5B1%5D.pdf>
- [36] A. Klapproth: Strukturuntersuchungen an Methan und Kohlenstoffdioxid-Clathrat-Hydraten. Dissertation, Göttingen (2002)
Abgerufen am 17.11.2014 unter: <https://ediss.uni-goettingen.de/bitstream/handle/11858/00-1735-0000-0006-B693-A/klapproth.pdf?sequence=1>
- [37] A. Austegard, M. Barrio: Inert components, solubility of water in CO₂ and mixtures of CO₂ and CO₂ hydrates, Project Internal Memo DYNAMIS. (2006)
- [38] R. Sun, Z. H. Duan: Prediction of CH₄ and CO₂ hydrate phase equilibrium and cage occupancy from ab initio intermolecular potentials. *Geochimi. Cosmochimi. Acta.* 69(18), 4411-4424 (2005)
- [39] H. Li, Ø. Wilhelmsen, Y. Lv, W. Wang, J. Yan: Review of available experimental data and models for the transport properties of CO₂-mixtures relevant for CO₂ capture, transport and storage. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5(5), 1119-1139 (2011)
- [40] I. S. Cole, P. Corrigan, S. Sim, N. Birbilis: Corrosion of pipelines used for CO₂ transport in CCS: Is it a real problem? *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5(4), 749-756 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.05.010>.
- [41] I. S. Cole, D. A. Paterson, P. Corrigan, S. Sim, N. Birbilis: State of the aqueous phase in liquid and supercritical CO₂ as relevant to CCS pipelines. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 7, 82-88 (2012)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.12.008>.
- [42] D. Morozova, M. Wandrey, M. Zettlitzer, H. Würdemann: The influence of microbial activities on mineral precipitation and corrosion, affecting reliability and efficiency of CO₂ storage in Ketzin. Statusseminar 'Geologische Speicherung von CO₂' (2009)
Abgerufen am 21.10.2014 unter <http://gfzpublic.gfz-potsdam.de/pubman/item/escidoc:240789>
- [43] D.-Y. Peng, D. B. Robinson: A New Two-Constant Equation of State. *Ind. Eng. Chem. Fundam* 15(1), 59-64 (1976)
- [44] K. Stephan, F. Mayinger: *Thermodynamik: Band 2: Mehrstoffsysteme und chemische Reaktionen. Grundlagen und technische Anwendungen.* Springer Berlin Heidelberg (1999)
ISBN: 978-3540644811
- [45] R. Span: *Multiparameter Equations of State: An Accurate Source of Thermodynamic Property Data.* Springer Berlin Heidelberg (2000)
ISBN-13: 978-3540673118
- [46] O. Kunz, R. Klimeck, W. Wagner, M. Jaeschke: The GERG-2004 wide-range equation of state for natural gases and other mixtures. GERG Technical Monograph 15 (2007)
- [47] O. Kunz: A New Equation of State for Natural Gases and Other Mixtures for the Gas and Liquid Regions and the Phase Equilibrium. Dissertation. Ruhr Universität Bochum (2006)
- [48] S. Sterner, K. Pitzer: An equation of state for carbon dioxide valid from zero to extreme pressures. *Contrib. Mineral. Petro* 117(4), 363-374 (1994)
- [49] A. Yokozeki: Analytical Equation of State for Solid-Liquid-Vapor Phases. *International Journal of Thermophysics* 24(3) (2003)

-
- [50] T. MathWorks: MATLAB Release 2007b. Natick (2007)
- [51] Schlumberger: OLGA Dynamic Multiphase Flow Simulator, Version 7.3.4. Software. (2014)
Abgerufen am 30.09.2014 unter:
<http://www.software.slb.com/newsandevents/supportnews/Pages/OLGA-7-3-4.aspx>
- [52] O. Kunz, W. Wagner: The GERG-2008 Wide-Range Equation of State for Natural Gases and Other Mixtures: An Expansion of GERG-2004. *J. Chem. Eng. Data* 57(11), 3032–3091 (2012)
DOI: 10.1021/je300655b
- [53] J. F. Ely, W. M. Haynes, B. C. Bain: Isochoric (p,V,T) measurements on CO₂ and on (0.982 CO₂+0.018 N₂) from 250 to 330 K at pressures to 35 MPa. *Journal of Chemical Thermodynamics* 21, 879-894 (1989)
- [54] J. W. Magee, J. F. Ely: Isochoric (p,V,T) measurements on CO₂ and on(0.98 CO₂+0.02 CH₄) from 225 to 400 K at Pressures to 35 MPa. *International Journal of Thermophysics* 9(4) (1988)
- [55] H. Li, J. P. Jakobsen, Ø. Wilhelmsen, J. Yan: PVT_{xy} properties of CO₂ mixtures relevant for CO₂ capture, transport and storage: Review of available experimental data and theoretical models. *Applied Energy* 88(11) (2011)
doi:10.1016/j.apenergy.2011.03.052
- [56] Ø. Wilhelmsen, G. Skaugen, O. Jørstad, H. Li: Evaluation of SPUNG* and Other Equations of State for Use in Carbon Capture and Storage Modelling. *Energy Procedia* 23, 236-245 (2012)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2012.06.024>.
- [57] M. Mazzocoli, B. Bosio, E. Arato, S. Brandani: Comparison of equations-of-state with P–ρ–T experimental data of binary mixtures rich in CO₂ under the conditions of pipeline transport. *The Journal of Supercritical Fluids* 95, 474-490 (2014)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.supflu.2014.09.047>.
- [58] H. Li, Ø. Wilhelmsen, Y. Lv, W. Wang, J. Yan: Viscosities, thermal conductivities and diffusion coefficients of CO₂ mixtures: Review of experimental data and theoretical models. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5(5), 1119-1139 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.07.009>.
- [59] E. W. Lemmon, M. L. Huber, M. O. McLinden: NIST Standard Reference Database 23: Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties – REFPROP, Standard Reference Data Program, Version 9.1. National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg (2013)
- [60] S. A. Klein, M. O. McLinden, A. Laesecke: An improved extended corresponding states method for estimation of viscosity of pure refrigerants and mixtures. *Int. J. Refrigeration* 20, 208-217 (1997)
- [61] B. P. Tissot, D. Welte: Petroleum Formation and Occurrence - A New Approach to Oil and Gas Exploration. Springer-Verlag, New York, Heidelberg, Berlin (1978)
ISBN: 978-3-642-96448-0
- [62] L. J. Hanle, K. Jayaraman, J. Smith: CO₂ Emissions Profile of the U.S. Cement Industry. Abgerufen am 11. November 2014 unter epa.gov/ttnchie1/conference/ei13/ghg/hanle.pdf
- [63] J. Li, P. Tharakan, D. Macdonald, X. Liang: Technological, economic and financial prospects of carbon dioxide capture in the cement industry. *Energy Policy* 61, 1377-1387 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.enpol.2013.05.082>.
- [64] X. Liang, J. Li: Assessing the value of retrofitting cement plants for carbon capture: A case study of a cement plant in Guangdong. *Energy Conversion and Management* 64, 454-465 (2012)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2012.04.012>.
- [65] D. J. Barker, S. A. Turner, P. A. Napier-Moore, M. Clark, J. E. Davison: CO₂ Capture in the Cement Industry. *Energy Procedia* 1(1), 87-94 (2009)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.014>
-

- [66] IEA Clean Coal Centre: CO₂ abatement in the iron and steel industry. CCC/193. (2012)
Abgerufen am 14.11.2014 unter: <http://www.iea-coal.org.uk/site/2010/publications-section/login?ref=CCC/193&logdocid=82859>
- [67] D. Wiley, M. Ho, A. Bustamante: Assessment of opportunities for CO₂ capture at iron and steel mills: An Australian perspective. *Energy Procedia* 4, 2654-2661 (2014)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.165>.
- [68] D. Wiley, M. Ho, A. Bustamante: Comparison of CO₂ capture economics for iron and steel mills. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 19, 145–159 (2013)
DOI: 10.1016/j.ijggc.2013.08.003
- [69] OECD: OECD Environmental Outlook for The Chemicals Industry. (2011)
Abgerufen am 27.11.2014 unter: <http://www.oecd.org/env/ehs/2375538.pdf>
- [70] J. J. Carroll: Acid Gas Injection and Carbon Dioxide Sequestration, John Wiley & Sons, Inc., NJ, USA (2010)
ISBN: 978-0-470-62593-4; doi: 10.1002/9780470893210.ch1
- [71] Bundesnetzagentur: Kraftwerkliste der Bundesnetzagentur. (2013)
Abgerufen am 17.10.2013 unter:
<http://www.bundesnetzagentur.de/SharedDocs/Downloads/DE/Sachgebiete/Energie/U>
- [72] Umweltbundesamt: Kraftwerke in Deutschland. (2013)
Abgerufen am 17.10.2013 unter:
<http://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/376/dokumente/kraftwerk>
- [73] SaskPower: Boundary Dam Capture Project, Website, SaskPower.
Abgerufen am 26.11.2014 unter: <http://www.saskpowerccs.com/ccs-projects/boundary-dam-carbon-capture-project/>
- [74] P. D. Vaidya, E. Y. Kenig: Absorption of CO₂ into aqueous blends of alkanolamines prepared from renewable resources. *Chemical Engineering Science* 62, 7344 – 7350 (2007)
- [75] V. Scherer, D. Stolten, J. Franz, E. Riensche: CCS-Abscheidetechniken: Stand der Technik und Entwicklungen. *Chemie Ingenieur Technik* 84(7), 1026–1040 (2012)
DOI: 10.1002/cite.201100233
- [76] S. Schiebahn, L. Zhao, M. Grünwald: Efficient Carbon Capture and Storage for Coal Power Plants, Wiley-VCH, S.175 – 199., Weinheim (2011)
- [77] V. Darde, K. Thomsen, W. J. M. Well, E. H. Stenby: Chilled ammonia process for CO₂ capture. *Energy Procedia* 1, 1035–1042 (2009)
- [78] E. Meyer: Untersuchungen zur Thermodynamik der Absorption von CO₂, SO₂ und NH₃ in wässrigen, elektrolythaltigen Lösungen. Dissertation. Kaiserslautern (2002)
- [79] M. Wang, A. Lawal, P. Stephenson, J. Sidders, C. Ramshaw: Post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: A state-of-the-art review. *Chemical Engineering Research and Design* 89(9), 1609–1624 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2010.11.005>
- [80] R. M. Davidson: Post-combustion Carbon Capture from Coal Fired Plants – Solvent Scrubbing, IEA Clean Coal Centre, CCC/125. (2007)
Abgerufen am 12.09.2014 unter: http://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2007-15.pdf
- [81] I. J. Uyanga, R. O. Idem: Studies of SO₂- and O₂-induced degradation of aqueous MEA during CO₂ capture from power plant flue gas streams. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 46(8), 2558–2566 (2007)
- [82] K. Goto, K. Yogo, T. Higashii: A review of efficiency penalty in a coal-fired power plant with post-combustion CO₂ capture. *Applied Energy* 111, 710-720 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.05.020>.

-
- [83] A. Aroonwilas, A. Veawab: Integration of CO₂ capture unit using single- and blended amines into supercritical coal-fired power plants: Implications for emission and energy management. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 1, 143–50 (2007)
- [84] Y. Moullec: Assessment of carbon capture thermodynamic limitation on coal-fired power plant efficiency. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 7, 192-201 (2012)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.10.002>
- [85] P. A. M. Ystad, O. Bolland, M. Hillestad: NGCC and Hard-Coal Power Plant with CO₂ Capture Based on Absorption. *Energy Procedia* 23, 33-44 (2012)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2012.06.019>.
- [86] P. G. Cifre, K. Brechtel, S. Hoch, H. García, N. Asprion, H. Hasse, G. Scheffknecht: Integration of a chemical process model in a power plant modelling tool for the simulation of an amine based CO₂ scrubber. *Fuel* 88(12), 2481-2488 (2009)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2009.01.031>.
- [87] L. M. Romeo, S. Espatolero, I. Bolea: Designing a supercritical steam cycle to integrate the energy requirements of CO₂ amine scrubbing. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2(4), 563-570 (2008)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2008.03.002>.
- [88] U. Liebenthal, S. Linnenberg, J. Oexmann, A. Kather: Derivation of correlations to evaluate the impact of retrofitted post-combustion CO₂ capture processes on steam power plant performance. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5(5), 1232-1239 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.05.033>.
- [89] J. R. Gibbins, R. I. Crane: Scope for reductions in the cost of CO₂ capture using flue gas scrubbing with amine solvents. *Journal of Power and Energy* 218(4), 231-239 (2004)
- [90] M. R. M. Abu-Zahra, J. P. M. Niederer, P. H. M. Feron, G. F. Versteeg: CO₂ capture from power plants: Part II. A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 1(2), 135-142 (2007)
[http://dx.doi.org/10.1016/S1750-5836\(07\)00032-1](http://dx.doi.org/10.1016/S1750-5836(07)00032-1)
- [91] D. Berstad, A. Arasto, K. Jordal, G. Haugen: Parametric study and benchmarking of NGCC, coal and biomass power cycles integrated with MEA-based post-combustion CO₂ capture. *Energy Procedia* 4, 1737-1744 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.048>
- [92] H. Liang, Z. Xu, F. Si: Economic analysis of amine based carbon dioxide capture system with bi-pressure stripper in supercritical coal-fired power plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5(4), 702-709 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.01.004>
- [93] E. Kikkinides, R. Yang, S. Cho: Concentration and recovery of carbon dioxide from flue gas by pressure swing adsorption. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 32(11), 2714–2720 (1993)
DOI: 10.1021/ie00023a038
- [94] EEG: Gesetz für den Ausbau erneuerbarer Energien (Erneuerbare-Energien-Gesetz - EEG 2014) vom 21. Juli 2014 (BGBl. I S. 1066), das durch Artikel 4 des Gesetzes vom 22. Juli 2014 (BGBl. I S. 1218) geändert worden ist. (2014)
- [95] TEHG: Treibhausgas-Emissionshandelsgesetz vom 21. Juli 2011 (BGBl. I S. 1475), das zu-letzt durch Artikel 2 Absatz 45 u. Artikel 4 Absatz 28 des Gesetzes vom 7. August 2013 (BGBl. I S. 3154) geändert worden ist. (2011)
- [96] AtG: Atomgesetz in der Fassung der Bekanntmachung vom 15. Juli 1985 (BGBl. I S. 1565), das zuletzt durch Artikel 10 des Gesetzes vom 31. Juli 2013 (BGBl. I Nr. 43 S. 2745) geändert worden ist. (1985)
-

- [97] M. Fürsch, R. Malischek, D. Lindenberger: Der Merit-Order-Effekt der erneuerbaren Energien. Analyse der kurzen und langen Frist, EWI Working Paper, 12/14.
Abgerufen am 09.11.2014 unter: http://www.ewi.uni-koeln.de/fileadmin/user_upload/Publikationen/Working_Paper/EWI_WP_12_14_Merit-Order-Effekt-der-Erneuerbaren.pdf
- [98] S. Ludig, M. Haller, N. Bauer: Tackling long-term climate change together: The case of flexible CCS and fluctuating renewable energy. *Energy Procedia*(4), 2580-2587 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.156>.
- [99] S. McCoy, J. Bertsch, C. Growitsch, S. Lorenczik, S. Nagl, D. Volk, M. Finkenrath, J. Davison: The Role of CCS in Power Systems with High Levels of Renewables Penetration. *Energy Procedia*(37), 2665-2675 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.151>.
- [100] M. Nimtz, H.-J. Krautz: Flexible Operation of CCS Power Plants to Match Variable Renewable Energies. *Energy Procedia*(40), 294-303 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.08.034>.
- [101] J. Schmidt(Hrsg.): Verfahren der Gasaufbereitung -Erdgas -Brenngas -Synthesegas. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig (1970)
- [102] L. Strömberg, G. Lindgren, J. Jacoby, R. Giering, M. Anheden, U. Burchhardt, H. Altmann, F. Kluger, G.-N. Stamatelopoulos: Update on Vattenfall's 30 MWth oxyfuel pilot plant in Schwarze Pumpe. *Energy Procedia* 1(1), 581-589 (2009)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.077>.
- [103] V. White, A. Wright, S. Tappe, J. Yan: The Air Products Vattenfall Oxyfuel CO2 Compression and Purification Pilot Plant at Schwarze Pumpe. *Energy Procedia* 37, 1490-1499 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.024>.
- [104] IEAGHG: Rotating Equipment for Carbon Dioxide Capture And Storage.
Abgerufen am 30.01.2015 unter: ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2011-07.pdf
- [105] MAN: RG Integrally geared compressors, MAN Diesel&Turbo.
Abgerufen am 30.01.2015 unter: http://www.mandiesel.com.cn/files/news/files12079/MDT_RG.pdf
- [106] CO2-EUROPIPE: Transport network design and CO2 management. Projektbericht D3.1.1 WP3.1, CO2-EUROPIPE (Projekt Nr.226317).
Abgerufen am 30.01.2015 unter: <http://www.co2europipe.eu/Publications/D3.1.1%20-%20Transport%20network%20design%20and%20CO2%20management.pdf>
- [107] M. Lindroth, M. Munktel: Preliminary Scoping and Thermodynamic Modelling of CO2 Compressors for Carbon Capture and Storage, Master Thesis, Division of Thermal Power Engineering. Lund University, Sweden (2009)
- [108] Atlas Copco: Flyer GT050 CO2 Compression RefStory.
Abgerufen am 14.08.2014 unter:
http://www.atlascopco.de/Images/Flyer_RefStory_GT050_CO2_Compression_tcm824-1715288.pdf
- [109] MAN: Forward Thinking - Advanced compression solutions for CO2, N2, propylene and vapor, MAN Diesel&Turbo.
Abgerufen am 30.01.2015 unter:
http://turbomachinery.man.eu/docs/librariesprovider4/Turbomachinery_doc/forward-thinking---advanced-co2-compression-solutions.pdf?sfvrsn=6
- [110] C. Wacker, R. Dittmer: INTEGRALLY GEARED COMPRESSORS FOR SUPERCRITICAL CO2, The 4th International Symposium - Supercritical CO2 Power Cycles 9/10.09.2014.
Abgerufen am 06.02.2015 unter: <http://www.swri.org/4org/d18/sCO2/papers2014/turbomachinery/79-Dittmer.pdf>

-
- [111] E. Alezivos, G. Sidiropulos: Der Getriebeturboverdichter, Fortschr. Berichte VDI Reihe 19 Nr.160. VDI Verlag Düsseldorf (2009)
- [112] ZEP: The Cost of CO₂-Transport – Post-demonstration CCS in the EU, Report, European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants.
Abgerufen am 20.02.2015 unter: <http://www.zeroemissionsplatform.eu/downloads/813.html>
- [113] F. Neele, H. A. Haugen, R. Skagestad: Ship transport of CO₂ - breaking the CO₂-EOR deadlock. Energy Procedia 63, 2638-2644 (2014)
doi:10.1016/j.egypro.2014.11.286
- [114] J. L. Kennedy: Oil and gas pipelines fundamentals, 2. Auflage, PennWell Publishing Company., Tulsa/Oklahoma, USA (1993)
ISBN:0-87814-390-4
- [115] EON: Pipeline Constructions, Website.
Abgerufen am 20.02.2015 unter: <http://www.eon.com/en/business-areas/gas-storage-and-transport/transport-systems/pipeline-constructions.html>
- [116] EON: Picture: Gas Pipelines in Germany.
Abgerufen am 20.02.2015 unter: http://www.eon.com/content/eon-com/en/business-areas/gas-storage-and-transport/transport-systems/pipeline-constructions/_jcr_content/par/image_1.img.gif/1332124128895.gif
- [117] DVGW, DVGW G 463:2001-12: Gasleitungen aus Stahlrohren für einen Betriebsüberdruck > 16 bar - Errichtung, Technische Regel, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V. (2001)
- [118] DIN EN 1594 Gasinfrastruktur – Rohrleitungen für einen maximal zulässigen Betriebsdruck über 16 bar – Funktionale Anforderungen, Deutsche Fassung EN 1594:2013.
- [119] N. Joukowsky: Über den hydraulischen Stoss in Wasserleitungsröhren. Mémoires de l'Académie Impériale des Sciences de St.-Pétersbourg, Serie 8, Band 9(5), 1-71 (1900)
- [120] A. Cosham, D. G. Jones, R.Eiber, P. Hopkins: Don't drop the drop-weight test. Journal of Pipeline Engineering 9(2), 69-85 (2010)
- [121] J. J. Ketta(Hrsg.): Piping Design Handbook, MARCEL DEKKER, INC., New York, Basel (1992)
ISBN 0-8247-8570-3
- [122] DNV, Recommended Practice DNV-RP-J202, Det Norske Veritas.
Abgerufen am 23.02.2015 unter: <https://exchange.dnv.com/publishing/codes/download.asp?url=2010-04/rp-j202.pdf>
- [123] W. A. Maxey, J. F. Kiefner, R. J. Eiber, A. R. Duffy: Ductile Fracture Initiation; Propagation and Arrest in Cylindrical Vessels, ASTM STP 514, American Society for Testing and Materials, 70-81. Philadelphia (1972)
- [124] A. Rothwell, M. Urednicek, A. Gilroy-Scott: Requirements for Control of Ductile Fracture Propagation in Large-Diameter Gas Transmission Pipelines. Journal of Materials for Energy Systems 2, 30-40 (1980)
doi:10.1007/BF02833428
- [125] G. Mannucci, G. Demofonti, H.-G. Hillenbrand: Suitability Evaluation of X100 Steel Pipes for High Pressure Gas Transportation Pipelines by Full Scale Tests, 14th Joint Etchnial Meeting on Pipeline Research, EPRG-PCRI-APIA, 19.-23.05.2003.
Abgerufen am 13.03.2015 unter: http://www.europipe.com/files/ep_tp51_03en.pdf
- [126] G. Demofonti, G. Mannucci, D. Harris, L.Barsanti, H.-G. Hillenbrand: Fracture Properties of APIx100 Gas Pipelien Steels, EPRG.
Abgerufen am 13.03.2015 unter: www.europipe.com/files/ep_tp_39_01_en.pdf
- [127] Verein Deutscher Ingenieure VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC), VDI-Wärmeatlas, 10. bearbeitete und erweiterte Auflage. (2006)
ISBN: 978-3-540-25504-8
-

- [128] C. F. Colebrook: Turbulent flow in pipes, with particular reference to the transition region between smooth and rough pipe laws. *Journal of the Institution of Civil Engineers* (1939)
doi:10.1680/ijoti.1939.13150
- [129] D. L. Katz, R. L. Lee: *Natural Gas Engineering Production and Storage*, McGraw-Hill Publishing Company., New-York (1990)
ISBN: 978-0-07-033352-9
- [130] E. Menon: *Transmission Pipeline Calculations and Simulation Manual*, Gulf Professional Publishing/Elsevier Waltham., Oxford (2015)
ISBN: 978-1-85617-830-3
- [131] L. I. Langelandsvik, W. Postvoll, B. Aarhus, K. Kaste: Accurate Calculation of Pipeline Transport Capacity. 24th World Gas conference, 5.-9.10.2009 (2009)
Abgerufen am 21.03.2015 unter:
<http://www.iapg.org.ar/WGC09/admin/archivosNew/Special%20Projects/4.%20IGU%20Best%20Practices/4.%20IGU%20Best%20Practices%20FINAL%20-%20CD%20contents/3.%20Transmission%20-%20Accurate%20calculation%20of%20pipeline%20transport>
- [132] A. Graham, J. Morse: Development of a new solvent free coating for natural gas pipelines, Beitrag IBP1233, Rio Pipeline Conference&Exhibition, 17.-19.10.2005.
Abgerufen am 21.03.2015 unter:
www.brederoshaw.com/non_html/techpapers/BrederoShaw_TP_ON_01.pdf
- [133] H.-D. Voigt: *Lagerstättentechnik -Berechnungsmethoden für das Reservoir Engineering*, VDI-Buch. Springer-Verlag Berlin Heidelberg (2011)
doi:10.1007/978-3-642-21013-6_15
- [134] F. S. Manning, R. E. Thompson: *Oilfield Processing of Petroleum: Vol. 1: Natural gas*, PennWell Books. (1991)
ISBN: 0878143432
- [135] H. G. Hillenbrand, C. Kalwa, J. Schröder, P. E. Kvaale: Experiences with an Offshore Pipeline Project for the North Sea (Langeled). Bericht, EUROPIPE GmbH, STATOIL ASA.
Abgerufen am 16.03.2015 unter: http://www.europipe.com/files/ep_tp_71_06en.pdf
- [136] H.-G. Hillenbrand, C. Kalwa: Challenges in Producing Line Pipe for the Nord Stream Project and Connecting Lines, 6th Pipeline Technology Conference, 04.-05.04.2011.
Abgerufen am 20.03.2015 unter: <http://www.pipeline-conference.com/sites/default/files/papers/Kalwa.pdf>
- [137] K. Homann, R. Hüning(Hrsg.): *Handbuch der Gas-Rohrleitungstechnik*. 2. Auflage. Oldenbourg Verlag, München (1997)
ISBN 3-486-26109-6
- [138] J. Watt: Carbon dioxide transport infrastructure: key learning and critical issues. *Journal of Pipeline Engineering* 9(4) (2010)
- [139] J. M. West: Design and Operation of a Supercritical CO₂ Pipeline-Compression System SACROC Unit, Scurry County, Texas. SPE 4804 MS. SPE Permian Basin Oil Recovery Conference, 11-12 March, Midland, Texas. (1974)
<http://dx.doi.org/10.2118/4804-MS>
- [140] K. F. Perry: Natural Gas Storage Industry Experience and Technology: Potential Application to CO₂ Geological Storage. In: *Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations – Results from the CO₂ Capture Project with Monitoring and Verification*, 2, 9. (2005)
ISBN: 978-0-08-044570-0
- [141] P. J. Cook: Sustainability and nonrenewable resources. *Environmental Geosciences* 6(4), 185–190 (1999)

-
- [142] R. B. Grigg: Long-term CO₂ Storage: Using Petroleum Industry Experience. In: Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations – Results from the CO₂ Capture Project with Monitoring and Verification, 2, 9. Elsevier. (2005)
ISBN: 978-0-08-044570-0
- [143] M. Latil: Enhanced Oil Recovery, Editions Technip., Paris (1980)
ISBN:271080381X
- [144] F. Bergen, T. Tambach, H. Pagnier: The role of CO₂-enhanced coalbed methane production in the global CCS strategy. Energy Procedia 4 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.224>
- [145] J. P. Meyer: Summary of Carbon Dioxide Enhanced Oil Recovery (CO₂EOR) Injection Well Technology. Background Report, prepared for the American Petroleum Institute. (2008)
Abgerufen am 29.06.2015 unter: <http://www.api.org/~/media/files/ehs/climate-change/summary-carbon-dioxide-enhanced-oil-recovery-well-tech.pdf>
- [146] STATOIL: Illustration of carbon storage in the Utsira formation. Grafik.
Abgerufen am 31.05.2015 unter:
http://www.statoil.com/no/NewsAndMedia/News/2008/PublishingImages/sleipnerco2_468.jpg
- [147] P. E. S. Bergmo, A.-A. Grimstad, E. Lindeberg: Simultaneous CO₂ injection and water production to optimise aquifer storage capacity. International Journal of Greenhouse Gas Control 5(3), 555-564 (2011)
ISSN 1750-5836; <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2010.09.002>.
- [148] M. Pooladi-Darvish, S. Moghdam, D. Xu: Multiwell injectivity for storage of CO₂ in aquifers. Energy Procedia 4, 4252-4259 (2011)
ISSN 1876-6102; <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.374>.
- [149] J. E. Heath, S. A. McKenna, T. A. Dewers, J. D. Roach, P. H. Kobos: Multiwell CO₂ Injectivity: Impact of Boundary Conditions and Brine Extraction on Geologic CO₂ Storage Efficiency and Pressure Buildup. Environmental Science and Technology 48, 1067–1074 (2014)
dx.doi.org/10.1021/es4017014
- [150] K. Michael, P. R. Neal, G. Allinson, J. Ennis-King, W. Hou, L. Paterson, S. Sharma, T. Ai-ken: Injection strategies for large-scale CO₂ storage sites. Energy Procedia 4, 4267-4274 (2011)
ISSN 1876-6102; <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.376>.
- [151] B. Wiese, M. Nimtz, M. Klatt, M. Kühn: Sensitivities of injection rates for single well CO₂ injection into saline aquifers. Chemie der Erde - Geochemistry 70(3), 165-172 (2010)
ISSN 0009-2819; <http://dx.doi.org/10.1016/j.chemer.2010.05.009>.
- [152] M. Fishedick, K. Görner, M. Thomeczek: CO₂: Abtrennung, Speicherung, Nutzung - Ganzheitliche Bewertung im Bereich von Energiewirtschaft und Industrie, Springer Vieweg. Springer-Verlag Berlin Heidelberg (2015)
ISBN: 978-3-642-19527-3; DOI: 10.1007/978-3-642-19528-0
- [153] M. Blunt: Carbon dioxide storage, Grantham Institute for Climate Change Briefing paper No 4.
Abgerufen am 13.06.2015 unter: <http://www.imperial.ac.uk/media/imperial-college/grantham-institute/public/publications/briefing-papers/Carbon-dioxide-storage---Grantham-BP-4.pdf>
- [154] Heriot Watt University - Production Technology I, Vorlesungsunterlagen.
Abgerufen am 13.06.2015 unter: <http://de.scribd.com/doc/134882317/Heriot-Watt-University-Production-Technology-I-1>
- [155] Q. Zhou, J. T. Birkholzer, C.-F. Tsang, J. Rutqvist: A method for quick assessment of CO₂ storage capacity in closed and semi-closed saline formations. International Journal of Greenhouse Gas Control 2(4), 626-639 (2008)
ISSN 1750-5836; <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2008.02.004>.
-

- [156] L. Burke: Carbon Dioxide Fluid-Flow Modeling and Injectivity Calculations. Geological Survey Scientific Investigations Report 2011–5083.
Abgerufen am 13.06.2015 unter: <http://pubs.usgs.gov/sir/2011/5083/>
- [157] S. Bouzalakos, M. Mercedes: 1 - Overview of carbon dioxide (CO₂) capture and storage technology, In: Developments and Innovation in Carbon Dioxide (Co₂) Capture and Storage Technology, Woodhead Publishing Series in Energy. (2010)
ISBN 9781845695330; <http://dx.doi.org/10.1533/9781845699574.1>.
- [158] J. T. Birkholzer, Q. Zhou, C.-F. Tsang: Large-scale impact of CO₂ storage in deep saline aquifers: A sensitivity study on pressure response in stratified systems. International Journal of Greenhouse Gas Control 3(2), 181-194 (2009)
ISSN 1750-5836; <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2008.08.002>.
- [159] S. Bachu, K. Haug: Insitu Characteristics of Acid-gas Injection Operations in the Alberta Basin; Western Canada: Demonstration of CO₂ Geological Storage. (2005)
In: Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations – Results from the CO₂ Capture Project with Monitoring and Verification, 2, 9. Elsevier, ISBN: 978-0-08-044570-0
- [160] A. Kopp, H. Class, R. Helmig: Investigations on CO₂ storage capacity in saline aquifers, Part 1. Dimensional analysis of flow processes and reservoir characteristics. International Journal of Greenhouse Gas Control 3, 263–276 (2009)
- [161] M. Zettlitzer, F. Moeller, D. Morozova, P. Lokay, H. Würdemann: Reestablishment of the proper injectivity of the CO₂-injection well Ktzi 201 in Ketzin. International Journal of Greenhouse Gas Control 4(6), 952-959 (2010)
DOI: 10.1016/j.ijggc.2010.05.006
- [162] I. Czernichowski-Lauriol, B. Sanjuan, C. Kervevan, H. Serra, C. A. Rohelle, K. A. Bateman, J. M. Pearce, Y. A. Moore, N. Springer, C. Høier, H. Brosse, S. Portier: Saline Aquifer CO₂ Storage, Summary Report Work Area 3 - Geochemistry Projekt SACS2.
Abgerufen am 13.06.2015 unter:
https://www.sintef.no/project/IK23430000%20SACS/Formal%20Reports/SACS2_WA3_Finalreport.pdf
- [163] J. Tremosa, C. Castillo, C. Vong, C. Kervévan, A. Lassin, e. al.: Long-term assessment of geochemical reactivity of CO₂ storage in highly saline aquifers: Application to Ketzin, In Salah and Snhvit storage sites. International journal of Greenhouse Gas Control 20, 2-26 (2014)
<https://hal-brgm.archives-ouvertes.fr/hal-00921634>
- [164] W. Aeschbach-Hertig: Vorlesungen Physik aquatischer Systeme I und II.
Abgerufen am 13.06.015 unter: http://www.iup.uni-heidelberg.de/institut/studium/lehre/AquaPhys/docMVEEnv3_11/MVEEnv3_2011_p1_2_Dichte.pdf
- [165] K. Michael, A. Golab, V. Shulakova, J. Ennis-King, G. Allinson, S. Sharma, T. Aiken: Geological storage of CO₂ in saline aquifers—A review of the experience from existing storage operations. International Journal of Greenhouse Gas Control 4(4), 659-667 (2010)
ISSN 1750-5836; <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2009.12.011>.
- [166] A. Hosa, M. Esinta, J. Stewart, S. Haszeldine: Injection of CO₂ into saline formations: Benchmarking worldwide projects. Chemical Engineering Research and Design 89, 1855-1864 (2011)
DOI: 10.1016/j.cherd.2011.04.003
- [167] J. M. Nordbotten, M. A. Celia, S. Bachu: Injection and Storage of CO₂ in Deep Saline Aquifers: Analytical Solution for CO₂ Plume Evolution During Injection. Transport in Porous Media 58(3), 339-360 (2005)
<http://dx.doi.org/10.1007/s11242-004-0670-9>

-
- [168] A. Chadwick, R. Arts, C. Bernstone, F. May, S. Thibeau, P. Zweigel: Best practice for the storage of CO₂ in saline aquifers - observations and guidelines from the SACS and CO₂STORE projects, British Geological Survey Occasional Publication 14, British Geological Survey.
Abgerufen am 13.06.2015 unter:
http://www.ngu.no/FileArchive/91/CO2STORE_BPM_final_small.pdf
- [169] T. Ngoc, E. Konstantinovskaya, R. Lefebvre, M. Malo, L. Massé: Geotechnical characterization of deep saline aquifers for CO₂ geological storage in the Bécancour region, Geotechnics for Sustainable Development - Geotec Hanoi, Konstruktion Publishing House., Québec, Canada (2011)
ISBN 978-604-82-000-8
- [170] Bachu, S.: Review of CO₂ storage efficiency in deep saline aquifers. Int. J. Greenhouse Gas Control (2015)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.01.007>
- [171] Global CCS Institute: Large Scale CCS-Projects, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://www.globalccsinstitute.com/projects/large-scale-ccs-projects#map>
- [172] J. W. Johnson, J. J. Nitao, C. I. Steefel: Fundamental Elements of Geologic CO₂ Sequestration in Saline Aquifers. Fuel Chemistry Division Preprints 47(1) (2002)
Abgerufen am 01.06.2015 unter:
https://web.anl.gov/PCS/acsfuel/preprint%20archive/Files/47_1_Orlando_03-02_0082.pdf
- [173] Global CCS Institute: Boundary Dam Integrated Carbon Capture and Sequestration Demonstration Project. Projektseite. (2015)
Abgerufen am 29.06.2015 unter: <http://www.globalccsinstitute.com/project/boundary-dam-integrated-carbon-capture-and-sequestration-demonstration-project>
- [174] Aquistore: CO₂ Injection Begins at Aquistore. Pressemitteilung. (2015)
Abgerufen am 29.06.2015 unter: <http://aquistore.ca/news/item/?n=30>
- [175] T. Rodosta, K. Kluger, N. Wildgust: IEA-GHG Weyburn-Midale CO₂. Projektflyer NETL. (2015)
Abgerufen am 06.07.2015 unter: <https://www.netl.doe.gov/publications/factsheets/project/Proj282.pdf>
- [176] ptrc: Weyburn-Midale – The IEAGHG Weyburn-Midale CO₂ Monitoring and Storage Project. Website, Petroleum Technology Research Centre. (2015)
Abgerufen am 06.07.2015 unter: <http://ptrc.ca/projects/veyburn-midale>
- [177] Global CCS Institute, Petroleum Technology Research Centre: What happens when CO₂ is stored under ground? Q&A from the Weyburn-Midale CO₂ monitoring and Storage Project. Global CCS Institute, Melbourne (2014)
ISBN: 978-0-9871873-3-1
<http://hub.globalccsinstitute.com/sites/default/files/publications/151303/co2-stored-underground-ieaghg-veyburn-midale-co2-monitoring-storage-project.pdf> Abgerufen am 06.07.2015 unter:
- [178] T. Cota: Unterlagen zur CRC Pipeline. Persönliche Korrespondenz. Kinder Morgan, Houston/Texas, USA. (2011)
- [179] J. J. Dooley, C. L. Davidson, R. T. Dahowski: An Assessment of the Commercial Availability of Carbon Dioxide Capture and Storage Technologies as of June 2009. Report PNNL-18520, Pacific Northwest National Laboratory, prepared for the U.S. Department of Energy. (2009)
Abgerufen am 29.06.2015 unter: https://www.pnl.gov/science/pdf/PNNL-18520_Status_of_CCS_062009.pdf
- [180] Dakota Gasification Company: CO₂ Pipeline. Website, Dakota Gasification Company, Bismarck, USA. (2015)
Abgerufen am 29.06.2015 unter: http://www.dakotagas.com/Gas_Pipeline/CO2_Pipeline/
-

- [181] M. Ishii, T. Hibiki: Thermo-Fluid Dynamics of Two-Phase Flow 2nd edn. Springer, New York, Dordrecht, Heidelberg, London (2011)
DOI 10.1007/978-1-4419-7985-8
- [182] M. Ishii: Thermo-fluid Dynamic Theory of Two-phase Flow. Collection de la Direction des Etudes et Recherches d'Electricite de France(22) (1975)
- [183] M. Ishii, K. Mishima: Two-fluid Model and Hydrodynamic Constitutive Relations. Nucl. Eng. Des.(82), 107-126 (1984)
- [184] E. Laurien, H. Oertel: Numerische Strömungsmechanik. 5. Auflage. Springer-Vieweg, Wiesbaden (2013)
ISBN: 978-3-658-03144-2
- [185] H. Oertel, T. Reviol: Strömungsmechanik für Ingenieure und Naturwissenschaftler. 7. Auflage. Springer-Vieweg, Wiesbaden (2015)
ISBN: 978-658-07785-3
- [186] M. Neumann: Computational Physics I: Grundlagen. Online-Lehrbuch. Wien (2012)
Abgerufen am 03.01.2016 unter: <http://www.exp.univie.ac.at/cp1/cp1-6/node76.html>
- [187] B. Noll: Numerische Strömungsmechanik: Grundlagen. Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, New York (1993)
ISBN: 3-540-56712-7
- [188] PSE - Process Systems Enterprise Limited: PSE: Power & CCS – CCS for carbon capture & storage (CCS) whole-chain modeling – product overview. (2014)
Abgerufen am 12.04.2015 unter: <http://www.psenderprise.com/power/ccs/gccs.html>
- [189] IFE - Institute for Energy Technology: The history of OLGA. Website. (2013)
Abgerufen am 08.10.2014 unter:
http://www.ife.no/en/ife/departments/process_and_fluid_flow_tech/historienomolga?set_language=en
- [190] K. H. Bendiksen, D. Maines, R. Moe, S. Nuland: The dynamic two-fluid model OLGA; Theory and application. SPE Production Engineering 6(2), 171-180 (1991)
- [191] E. S. Thu: Modelling of Transient CO₂ Flow in Pipelines and Wells. Master thesis, NTNU. Trondheim (2013)
Abgerufen am 06.07.2015 unter: <http://www.diva-portal.org/smash/get/diva2:621997/FULLTEXT01.pdf>
- [192] Schlumberger: User Manual OLGA 7.3. (2014)
- [193] K. S. Pedersen et al.: Properties of Oils and Natural gases. Gulf Publishing Company, Houston, Texas (1989)
- [194] CO₂-VIP: OLGA CO₂ Verification and Improvement Project (CO₂-VIP). Projekt Nr. 200490, CLIMIT Forschungsprogramm., Norewgen (2009)
Abgerufen am 06.07.2015 unter: <http://www.climit.no/en/projects/innovation-project-for-the-industrial-sector-%28rcn%29/200490>
- [195] T. A. Ruden, M. Z.G. Xu, T. Haugset, M. Langsholt, L. Liu, J. Amundsen: Simulating Flow of CO₂ with Impurities in OLGA; Dealing with Narrow Phase-envelopes and the Critical Poin. Energy Procedia 51, 344-352 (2014)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2014.07.041>.
- [196] K. Van den Bergh, E. Delarue: Cycling of conventional power plants: Technical limits and actual costs. Energy Conversion and Management 97, 70-77 (2015)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2015.03.026>
- [197] H. Chalmers, J. Gibbins: Initial evaluation of the impact of post-combustion capture of carbon dioxide on supercritical pulverised coal power plant part load performance. Fuel 86, 2109-2123 (2007)

-
- [198] H. Chalmers, J. Gibbins, M. Leach: Valuing power plant flexibility with CCS: the case of post-combustion capture retrofits. *Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change*, 17(6), 621 - 649 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1007/s11027-011-9327-5>
- [199] V. Roeder, A. Kather: Part Load Behaviour of Power Plants with a Retrofitted Post-Combustion CO₂ Capture Process. *Energy Procedia* 51, 207-216 (2014)
- [200] S. Lechner: Untersuchungen zur Berechnung und Optimierung des Wärmeübergangs bei der Dampfwirbelschicht-Trocknung am Beispiel von Lausitzer Braunkohlen. Dissertation. Brandenburgische Technische Universität Cottbus (2012)
Abgerufen am 10.07.2015 unter: https://opus4.kobv.de/opus4-btu/frontdoor/deliver/index/docId/2625/file/Diss_Lechner_20121205.pdf
- [201] 50Hertz: Archiv Windenergie. Daten zur Hochrechnung der Einspeisung von Windenergie in die Regelzone der 50Hertz Transmission GmbH. (2015)
Abgerufen am 13.07.2015 unter: <http://www.50hertz.com/de/Kennzahlen/Windenergie/Archiv-Windenergie>
- [202] Energiewirtschaftsgesetz vom 7. Juli 2005 (BGBl. I S. 1970, 3621), das zuletzt durch Artikel 6 des Gesetzes vom 21. Juli 2014 (BGBl. I S. 1066) geändert worden ist. (2014)
- [203] A.kirkwood.spence: SouthernEurope-DarkBlue. Grafikdatei. (2012)
Abgerufen am 17.07.2015 unter: <https://commons.wikimedia.org/wiki/File:SouthernEurope-DarkBlue.png#>
- [204] Google Maps Kartendaten: GeoBasisDE-EBK.
- [205] Google Maps Java Script API V3 Example: Elevation, Webiste.
Abgerufen am 13.03.2015 unter: <http://gmaps-samples-v3.googlecode.com/svn/trunk/elevation/elevation-profile.html>
- [206] Ernst Basler + Partner AG, Höhenprofile auf Basis von GoogleMaps; entwickelt von Ernst Basler +Partner AG, Webiste, Onlinetool.
Abgerufen am 13.03.2015 unter: <http://geo.ebp.ch/gelaendeprofil/>
- [207] PIK - Potsdam-Institut für Klimafolgenforschung: Monatsmittelwert Bodentemperatur (°C) in 2m Tiefe (1895-2014). Website, Onlinedatenbank. (2015)
Abgerufen am 17.07.2015 unter: <https://www.pik-potsdam.de/services/klima-wetter-potsdam/klimazeitreihen/bodentemperatur>
- [208] CO₂EUROPIPE: Report on the Karsto pipeline project. Projektbericht D4.3.1 WP4.3, CO₂-EUROPIPE (Projekt Nr.226317). (2009)
Abgerufen am 19.07.2015 unter: <http://www.co2europipe.eu/Publications/D4.3.1%20-%20Karsto%20offshore%20CO2%20pipeline%20design.pdf>
- [209] B. Rohstoffe: Bodenübersichtskarte von Deutschland 1:3000000. (2014)
Abgerufen am 16.07.2015 unter:
http://www.bgr.bund.de/DE/Themen/Boden/Produkte/Karten/Downloads/BUEK3000.pdf?__blob=publicationFile&v=4
- [210] VDI 4640 Blatt 1: Thermische Nutzung des Untergrunds - Grundlagen, Genehmigungen, Umweltaspekte. (2010)
- [211] Alterra Wageningen UR: Grondsoortenkaart 2006 - Simplified Soil Map of the Netherlands. DANS. (2006)
<http://dx.doi.org/10.17026/dans-xky-fsk5>
- [212] J. Helgaker: Modeling Transient Flow in Long Distance Offshore Natural Gas Pipelines. Doctoral thesis NTNU. Trondheim (2013)
Abgerufen am 17.07.2015 unter: <http://hdl.handle.net/11250/235409>
-

- [213] E. Zakarian, J. James Holbach: A Holistic Approach to Steady-State Heat Transfer from Partially and Fully Buried Pipelines. OTC23033 - Offshore Technology Conference 2012, Houston Texas. (2012)
Abgerufen am 19.07.2015 unter: <http://de.slideshare.net/ErichZakarian/otc-23033>
- [214] S. GmbH: L485MB - Warmbreitband für die Herstellung. Datenblatt.
Abgerufen am 17.07.2015 unter: http://www.salzgitter-flachstahl.de/fileadmin/mediadb/szfg/informationmaterial/produktinformationen/warmgewalzte_produkte/deu/l485mb.pdf
- [215] F. Richter: Die physikalischen Eigenschaften der Stähle "Das 100 Stähle-Programm" Teil I: Tafeln und Bilder. Mühlheim an der Ruhr (2012)
Abgerufen am 15.07.2015 unter: http://www.akt-thermophysik.de/download/gefta/2010/2010_Richter_Die_physikalischen_Eigenschaften_der%20Stae_hle_Das_100-Staehle-Programm.pdf
- [216] Y. Bai, Q. Bai: Subsea Engineering Handbook. Gulf Professional Publishing (2012)
ISBN: 9780123978042
- [217] DIN EN 10220:2003-03: Nahtlose und geschweißte Stahlrohre - Allgemeine Tabellen für Maße und längenbezogene Masse. Beuth Verlag Berlin (2003)
- [218] G. A. Antaki: Piping and Pipeline Engineering: Design, Construction, Maintenance, Integrity, and Repair. Marcel Dekker Inc., New York (2003)
ISBN 9780824709648
- [219] Schlumberger: OLGA - Modelling Buried Pipelines without FEMTherm. Olga Support Document 6620827. (2015)
- [220] E. Lindeberg: Modelling pressure and temperature profile in a CO2 injection well. Energy Procedia 4, 3935-3941 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.332>.
- [221] N. Directorate: CO2 Storage Atlas Norwegian North Sea. (2011)
Abgerufen am 16.07.2015 unter: <http://www.npd.no/Global/Norsk/3-Publikasjoner/Rapporter/PDF/CO2-ATLAS-lav.pdf>
- [222] F. Möller, A. Liebscher, S. Martens, C. Schmidt-Hattenberger, M. Kühn: Yearly Operational Datasets of the CO2 Storage Pilot Site Ketzin, Germany. Scientific Technical Report STR12/06 - Data. GFZ German Research Centre Potsdam (2012)
DOI: 10.2312/GFZ.b103-12066
- [223] A. T. Singhe, J. R. Ursin, J. Henniges, G. Pusch, L. Ganzer: Modeling of Temperature Effects in CO2 Injection Wells. Energy Procedia 37, 3927-3935 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.291>
- [224] A. Liebscher, F. Möller, A. Bannach, S. Köhler, J. Wiebach, C. Schmidt-Hattenberger, M. Weiner, C. Pretschner, K. Ebert, J. Zemke: Injection operation and operational pressure-temperature monitoring at the CO2 storage pilot site Ketzin, Germany—Design, results, recommendations. International Journal of Greenhouse Gas Control(15), 163-173 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.02.019>
- [225] B. Xu, H. Jie, J. Wen: NUMERICAL STUDY OF COMPRESSED CO2 PIPELINE DECOMPRESSION CHARACTERISTICS USING CFD-DECOM. Hazards XXII - process safety and environmental protection. Institution of Chemical Engineers Symposium Series, no. 156 (2011)
ISBN 9781622767892
- [226] A. Elshahomi, C. Lu, G. Michal, X. Liu, A. Godbole: Two-dimensional CFD modelling of gasdecompression behaviour. The 6th International Pipeline Technology Conference, S18-02-1 - S18-02-23 (2013)

-
- [227] B. Wiese: Thermodynamics and heat transfer in a CO₂ injection well using distributed temperature sensing (DTS) and pressure data. *International Journal of Greenhouse Gas Control*(21), 232-242 (2014)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.12.009>
- [228] H. Li, Y. Hub, M. Ditarantoc, D. Willsond, J. Yana: Optimization of cryogenic CO₂ purification for oxy-coal combustion. *Energy Procedia* 37, 1341 – 1347 (2013)
doi: 10.1016/j.egypro.2013.06.009
- [229] V. White, L. Torrente-Murciano, D. Sturgeon, D. Chadwick: Purification of oxyfuel-derived CO₂. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 4, 137–142 (2010)
- [230] M. Weng, C. Günther, A. Kather: Flue Gas Concentrations and Efficiencies of a Coal-fired Oxyfuel Power Plant with Circulating Fluidised Bed Combustion. *Energy Procedia* 37, 1480-1489 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.023>.
- [231] K. Andersson, F. Johnsson: Process evaluation of an 865 MWe lignite fired O₂/CO₂ power plant. *Energy Conversion and Management* 47, 3487-3498 (2006)
- [232] C. Ekström, F. Schwendig, O. Biede, F. Franco, G. Haupt, G. Koeijer, C. Papapavlou, P. Røkke: Techno-Economic Evaluations and Benchmarking of Pre-combustion CO₂ Capture and Oxy-fuel Processes Developed in the European ENCAP Project. *Energy Procedia* 1 (2009)
- [233] S. Rezvani, Y. Huang, D. McIlveen-Wright, N. Hewitt, Y. Wang: Comparative assessment of sub-critical versus advanced super-critical oxyfuel fired PF boilers with CO₂ sequestration facilities. *Fuel* 86(14), 2134-2143 (2007)
- [234] E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias: Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant. *Energy Conversion and Management*(48), 2879–2887 (2007)
doi:10.1016/j.enconman.2007.07.017
- [235] Y. Huang, M. Wang, P. Stephenson, S. Rezvani, D. McIlveen-Wright, A. Minchener, N. Hewitt, A. Dave, A. Fleche: Hybrid coal-fired power plants with CO₂ capture: A technical and economic evaluation based on computational simulations. *Fuel*(101), 244-253 (2012)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2010.12.012>.
- [236] G. Xu, Y.-p. Yang, J. Ding, S. Li, W. Liu, K. Zhang: Analysis and optimization of CO₂ capture in an existing coal-fired power plant in China. *Energy*(58), 117-127 (2013)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2013.04.012>
- [237] C. Descamps, C. Ballou, M. Kanniche: Efficiency of Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) power plant including CO₂ removal. *Energy* 33, 874-881 (2008)
- [238] Y. Huang, S. Rezvani, D. McIlve-Wright, A. Mincherer, N. Hewitt: Techno-economic study of CO₂ capture and storage in coal fired oxygen fed entrained flow IGCC plants. *Fuel Processing Technology* 89, 916-925 (2008)
- [239] M. M. Majoumerd, M. Assadi: Techno-economic assessment of fossil fuel power plants with CO₂ capture – Results of EU H₂-IGCC project. *International Journal of Hydrogen Energy* 39(30), 16771-16784 (2014)
- [240] V. Tola, A. Pettinau: Power generation plants with carbon capture and storage: A techno-economic comparison between coal combustion and gasification technologies. *Applied Energy* 113, 1461-1474 (2013)
- [241] M. Gräbner, O. Morstein, D. Rappold, W. Günster, G. Beysel, B. Meyer: Constructability study on a German reference IGCC power plant with and without CO₂-capture for hard coal and lignite. *Energy Conversion and Management* 51(11), 2179-2187 (2010)
- [242] G. Cau, V. Tola, P. Deiana: Comparative performance assessment of USC and IGCC power plants integrated with CO₂ capture systems. *Fuel* 116, 820-833 (2014)
-

- [243] K. Kisor: MAN Turbo - Integrally Geared Centrifugal Compressors for High Pressure CO₂ Application, Präsentation beim Workshop on Future Large CO₂ Compression Systems 30./31.März 2009 National Institute of Standards and Technology.
Abgerufen am 06.02.2015 unter: http://www.nist.gov/pml/high_megawatt/upload/3-2-Kisor-approved.pdf
- [244] K. Lüdtke: Process Centrifugal Compressors – Basics, Function, Operation, Design, Application. Springer Verlag Heidelberg, Berlin, New York (2004)
ISBN 3-540-40427-9
- [245] K. Nissler: Improving Plant Economy through Retrofit and Maintenance of Compressors, Proceedings of the 17th Turbomachinery Symposium, Texas A and M University Press, 103-112.
Abgerufen am 06.02.2014 unter: <http://turbolab.tamu.edu/proc/turboproc/T17/T17103-112.pdf>
- [246] A. Kopp: Evaluation of CO₂ Injection Processes in Geological Formations for Site Screening, Dissertation. Fakultät Bau- und Umweltingenieurwissenschaften der Universität Stuttgart (2009)
- [247] R. A. Chadwick, O. Eiken: Offshore CO₂ storage: Sleipner natural gas field beneath the North Sea, In: Geological Storage of Carbon Dioxide (CO₂): geoscience, technologies, environmental aspects and legal frameworks, Woodhead Publishing, 227-253., Cambridge, UK (2013)
<http://dx.doi.org/10.1533/9780857097279.3.227>
- [248] P. Audigane, I. Gaus, I. Czernichowski-Lauriol, K. Pruess, T. Xu: Two-Dimensional reactive transport modeling of CO₂ injection in a saline aquifer at the Sleipner site, North sea. American Journal of Science 307, 974-1008 (2007)
- [249] O. Hansen, D. Gilding, B. Nazarian, B. Osdal, P. Ringrose, J.-B. Kristoffersen, O. Eiken, H. Hansen: Snøhvit: The History of Injecting and Storing 1 Mt CO₂ in the Fluvial Tubåen Fm. Energy Procedia 37, 3565-3573 (2013)
ISSN 1876-6102; <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.249>.
- [250] J.-Q. Shi, C. Imrie, C. Sinayuc, S. Durucan, A. Korre, O. Eiken: Snøhvit CO₂ Storage Project: Assessment of CO₂ Injection Performance Through History Matching of the Injection Well Pressure Over a 32-months Period. Energy Procedia 37, 3267-3274 (2013)
ISSN 1876-6102; <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.214>.
- [251] A. Estublier, A. S. Lackner: Long-term simulation of the Snøhvit CO₂ storage. Energy Procedia 1(1), 3221-3228 (2009)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2009.02.106>.
- [252] S. Whittaker, B. Rostron, C. Hawkes, C. Gardner, D. White, J. Johnson, R. Chalaturnyk, D. Seeburger: A decade of CO₂ injection into depleting oil fields: Monitoring and research activities of the IEA GHG Weyburn-Midale CO₂ Monitoring and Storage Project. Energy Procedia 4, 6069-6076 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.612>.
- [253] M. Ha-Duong, M. Gaultier, B. deGuillebon: Social aspects of Total's Lacq CO₂ capture, transport and storage pilot project. Energy Procedia 4, 6263-6272 (2011)
<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.640>.
- [254] D. Kubek: Workshop on Future Large CO₂ Compression Systems, Präsentation Gaithersburg, MD, 30.03.2009Sponsored.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: http://www.nist.gov/pml/high_megawatt/upload/2_3-Kubek-Approved.pdf
- [255] KinderMorgan: Central Basin Pipeline (CBPL), Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter:
http://www.kindermorgan.com/pages/business/co2/pipelines/transport_central_basin.aspx

-
- [256] NETL: Midwest Geological Sequestration Consortium—Development Phase – Large Scale Field Test
Midwest Geological Sequestration Consortium—Development Phase – Large Scale Field Test, National Energy Technology Laboratory.
Abgerufen am 14.06.2015 unter:
http://www.netl.doe.gov/publications/factsheets/project/Project678_4P.pdf
- [257] ZeroCO2: Alberta Carbon Trunk Line (Enhance Energy), Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.zeroco2.no/projects/alberta-carbon-trunk-line>
- [258] ZeroCO2: Lost Cabin, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.zeroco2.no/projects/lost-cabin>
- [259] CH2M HILL: CH2M HILL Awarded CO2 Pipeline Project. Pipeline&Gas Journal 236(9) (2009)
<http://pipelineandgasjournal.com/ch2m-hill-awarded-co2-pipeline-project>
- [260] Utilities-me: Masdar planning 500 km CCS pipeline network, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://www.greencarcongress.com/2010/12/masdar-20101205.html>
- [261] Enhanceenergy: The Alberta Carbon Trunk Line Project Fact Sheet, Flyer.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: www.enhanceenergy.com/pdf/ACTL/actl_fact_sheet.pdf
- [262] Compostilla Project: TRANSPORT, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://compostillaproject.eu/en/ccs-technology/transport>
- [263] Global CCS Institute: PurGen One, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://www.globalccsinstitute.com/projects/12621>
- [264] G. Weijde: ROAD-CCS project integration from a project management perspective, Präsentation, CCS Projects Integration Workshop - 3.11.2011. London (2011)
- [265] ZeroCO2: Texas Clean Energy Project (TCEP), Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.zeroco2.no/projects/texas-summit-clean-energy-ccs-project-tcep>
- [266] ZeroCO2: C.GEN Killingholme IGCC project, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.zeroco2.no/projects/e.on-2013-killingholme-pre-combustion-project>
- [267] J. Liu: CCS Projects in Western Australia – Gorgon and Collie Hub, Präsentation CAGS Summer School Sanya.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.cagsinfo.net/pdfs/summerschool-2/7-3-gorgon-collie-hub.pdf>
- [268] FutureGen: FutureGen 2.0 CO2 Pipeline and CO2 Storage Site, Präsentation, DOE EIS Scoping Meetings Taylorville, 07.06.2011.
Abgerufen am 15.06.2015 unter:
http://www.netl.doe.gov/publications/others/nepa/4a_FG2%20scoping_FG%20Alliance_CC.pdf
- [269] COACH: Cooperation Action within CCS China-EU, Executive Report Project N° 038966.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: ec.europa.eu/clima/events/0028/coach_en.pdf
- [270] Bellona: SSE and Shell to work on Peterhead project, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://bellona.org/news/ccs/2011-11-sse-shell-work-peterhead-project>
- [271] MIT: Sweeny Gasification Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://sequestration.mit.edu/tools/projects/sweeny.html>
- [272] Global CCS Institute: Maritsa Thermal Power Plant CCS Project, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: <http://www.globalccsinstitute.com/projects/22977>
- [273] MIT: Kevin Dome Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project, Website.
Abgerufen am 15.06.2015 unter: http://sequestration.mit.edu/tools/projects/kevin_dome.html
-

- [274] ZeroCO2: Plant Barry CCS Demo, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.zeroco2.no/projects/southern-company-ccs-demonstration>
- [275] MIT: Callide-A Oxyfuel Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: http://sequestration.mit.edu/tools/projects/callide_a_oxyfuel.html
- [276] ZeroCO2: Naturkraft Kårstø, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://www.zeroco2.no/projects/naturkraft-kaarstoe>
- [277] MIT: Quest Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://sequestration.mit.edu/tools/projects/quest.html>
- [278] C. S. Sava: The Getica CCS Project, Romania, Präsentation, 7th CO2 GeoNet Open Forum, 17.-19.04.2012, Venice.
Abgerufen am 14.06.2015 unter:
www.co2geonet.com/UserFiles/file/Open%20Forum%202012/PresentationsWS/2-7_SAVA-GeticaProject-Ro.pdf
- [279] MIT: Otway Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project, Website.
Abgerufen am 14.06.2015 unter: <http://sequestration.mit.edu/tools/projects/otway.html>
- [280] 50Hertz: Archiv Anpassungen nach §13 EnWG. Daten zu Marktbezogenen Anpassungen entsprechend §13.1 und §13.2 EnWG.
Abgerufen am 12.07.2015 unter: <http://www.50hertz.com/de/Kennzahlen/Anpassungen-nach-13-EnWG/Archiv-Anpassungen-nach-13-EnWG>
- [281] Global Energy Observatory: Sleipner Project Norway. Website. (2015)
Abgerufen am 17.07.2015 unter: <http://globalenergyobservatory.org/geoid/40220>

Anhang

Inhalt Anhang

I.	Zustandsdiagramme für CO ₂	261
II.	Oxyfuel- und Pre-Combustion-Technologien.....	264
III.	Details Kohlendioxid-Verdichter	268
IV.	CO ₂ -Speicheraquifere	276
V.	CO ₂ -Pipelines.....	278
VI.	Umrechnung Massen-/Volumenströme CO ₂	281
VII.	Messdaten Großkraftwerk.....	282
VIII.	Routenverlauf Pipelines	285
IX.	Bodentypen und -eigenschaften.....	293
X.	Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline.....	295
XI.	Ergebnisse Szenario 0	305
XII.	Ergebnisse Szenario 1	315
XIII.	Ergebnisse Szenario 2	318
XIV.	Ergebnisse Szenario 3	325
XV.	Ergebnisse Szenario 4	344
XVI.	Ergebnisse Szenario 5	348
XVII.	Ergebnisse Szenario 6	354

I. Zustandsdiagramme für CO₂

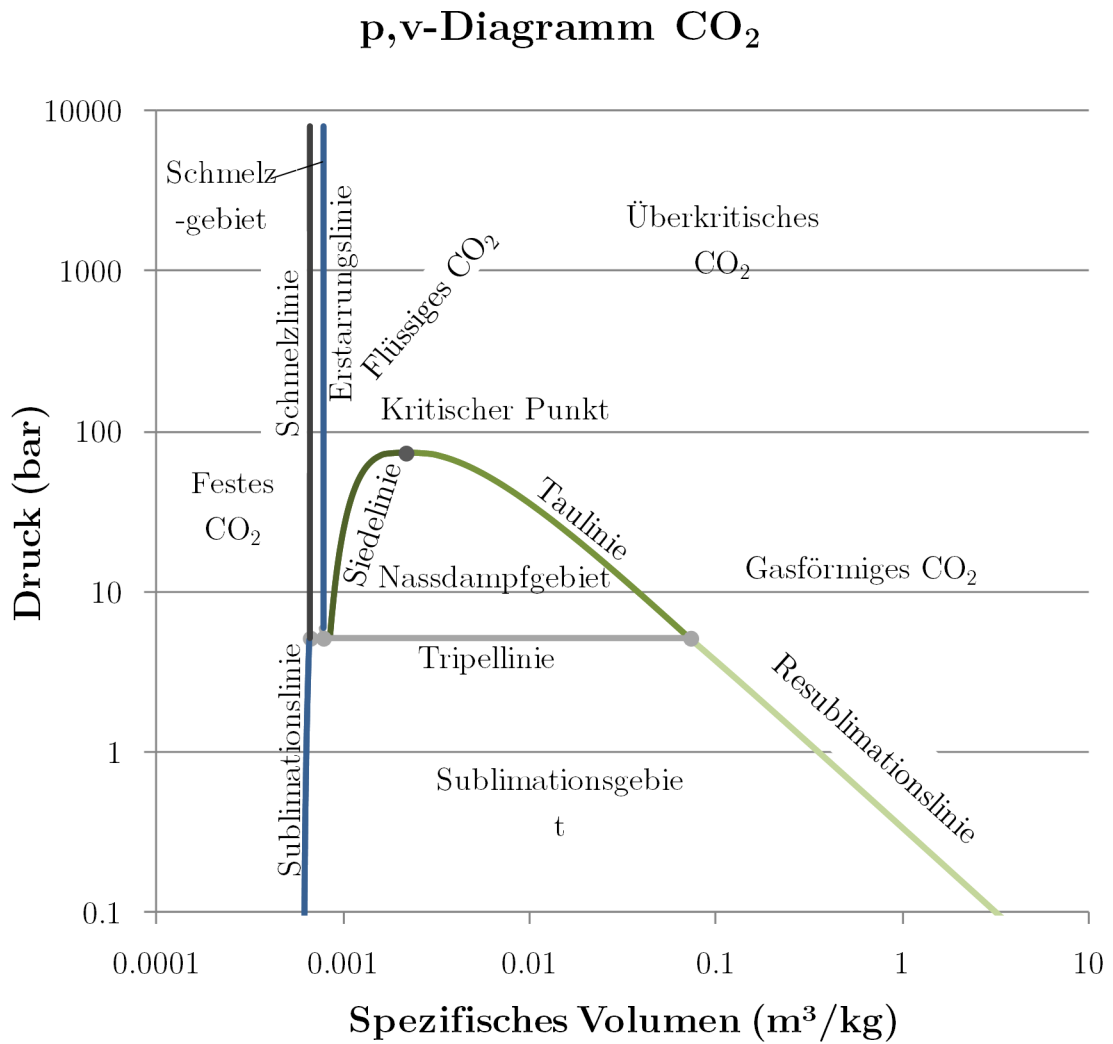


Abb. A I.1 p,V-Diagramm für CO₂

Isothermen im p,ρ-Diagramm CO₂

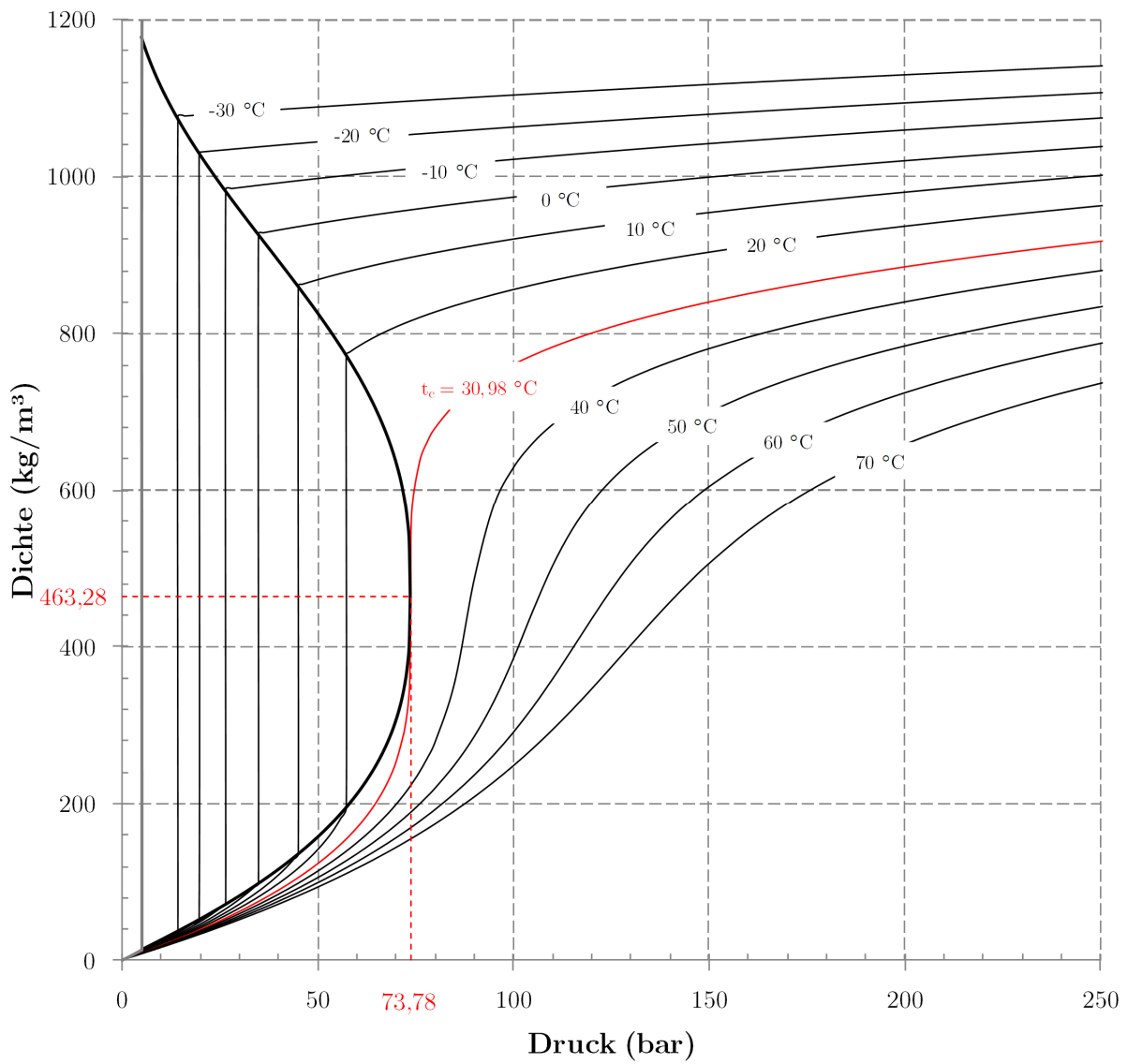


Abb. A I.2 p,ρ-Diagramm mit Isothermen für CO₂

p,t-Diagramm CO₂

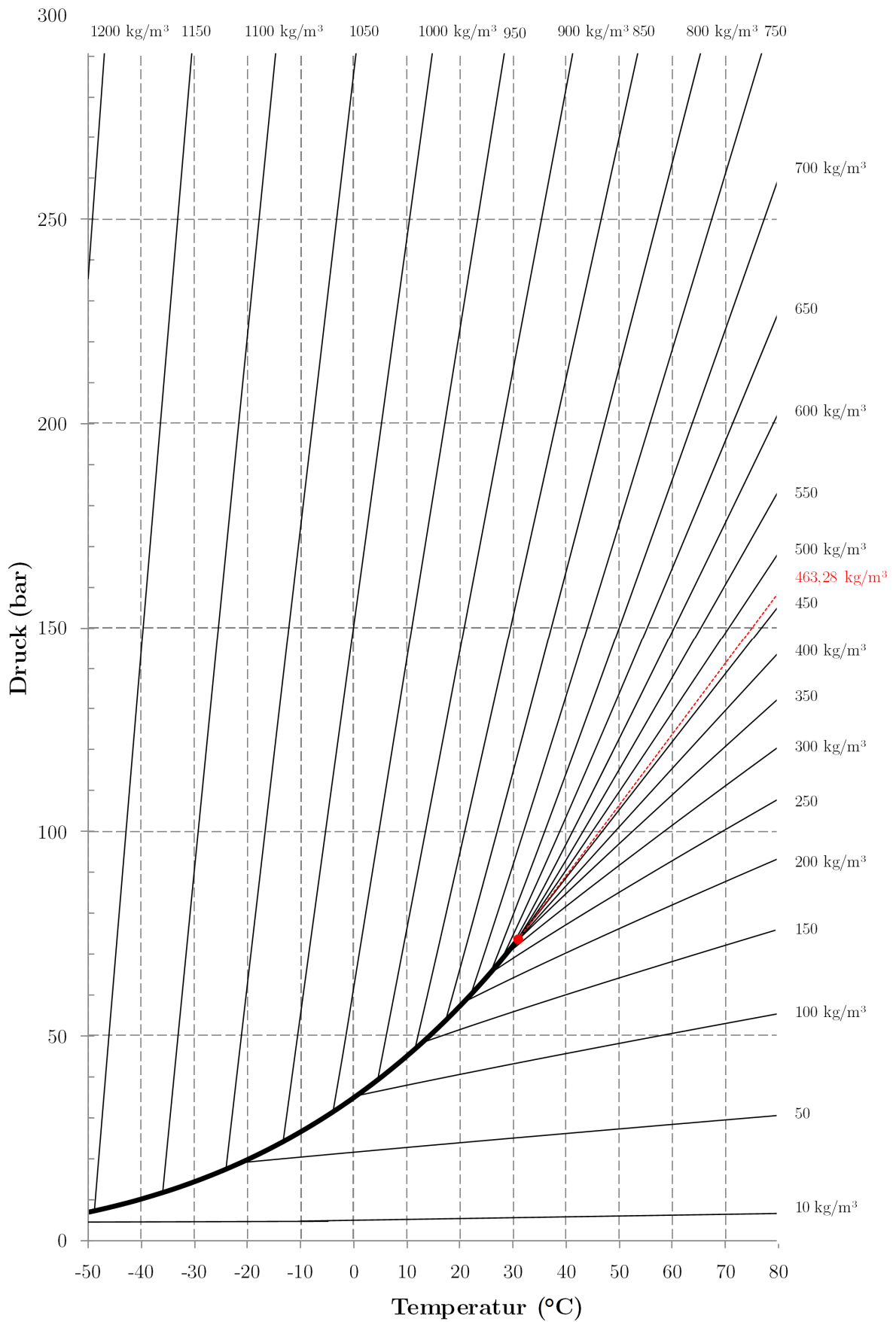


Abb. A I.3 p,T-Diagramm mit Isodensen für CO₂

II. Oxyfuel- und Pre-Combustion-Technologien

Intra-Combustion Capture/Oxyfuel

Anders als beim konventionellen Verbrennungsvorgang wird bei den Intra-Combustion-Techniken (*Intra-Combustion Capture*: Abscheidung bei der Verbrennung, auch als Oxyfuel bezeichnet) statt Umgebungsluft reiner Sauerstoff als Verbrennungsmedium zugeführt. Für die Bereitstellung des Sauerstoffes in den benötigten Größenordnungen kommen derzeit nur kryogene Luftzerlegungsanlagen in Frage, ein Schema einer Luftzerlegungsanlage ist in Abb. A II.1 dargestellt. Dies führt dazu, dass der in der natürlichen Umgebungsluft enthaltene Stickstoff, der an der Verbrennungsreaktion nicht teilnimmt, auch kein Hauptbestandteil des Rauchgases ist.

Der Brennstoff wird, insofern es sich um Braunkohle handelt, vorgetrocknet (siehe Abb. A II.1), um den Eintrag von Wasserdampf ins System und damit die technischen und finanziellen Aufwendungen für Rauchgaswege und Rauchgaskondensation zu minimieren.

Um ähnliche Temperatur- und Strömungsbedingungen im Kessel zu erhalten, wie sie auch bei konventionellen Kesseln zu finden sind, wird ein Teil des entstehenden Rauchgases rezirkuliert und mit dem Brennstoff und dem Sauerstoff in den Kessel gegeben (Abb. A II.2).

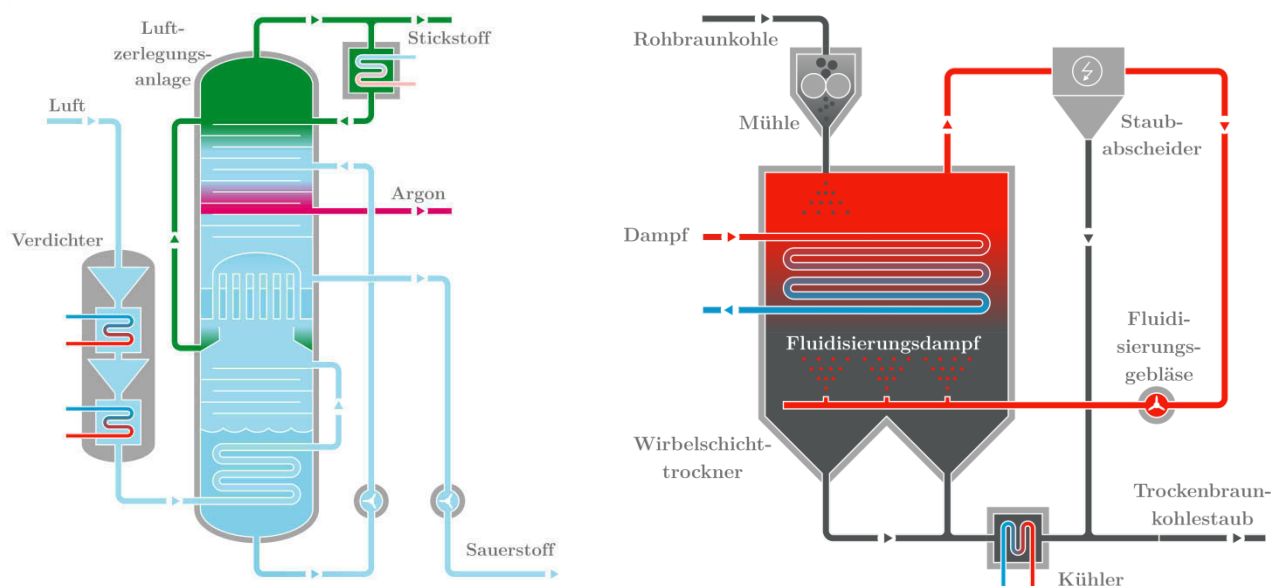


Abb. A II.1 Luftzerlegungsanlage und Wirbelschichtkohletrockner (abgewandelt nach [13])

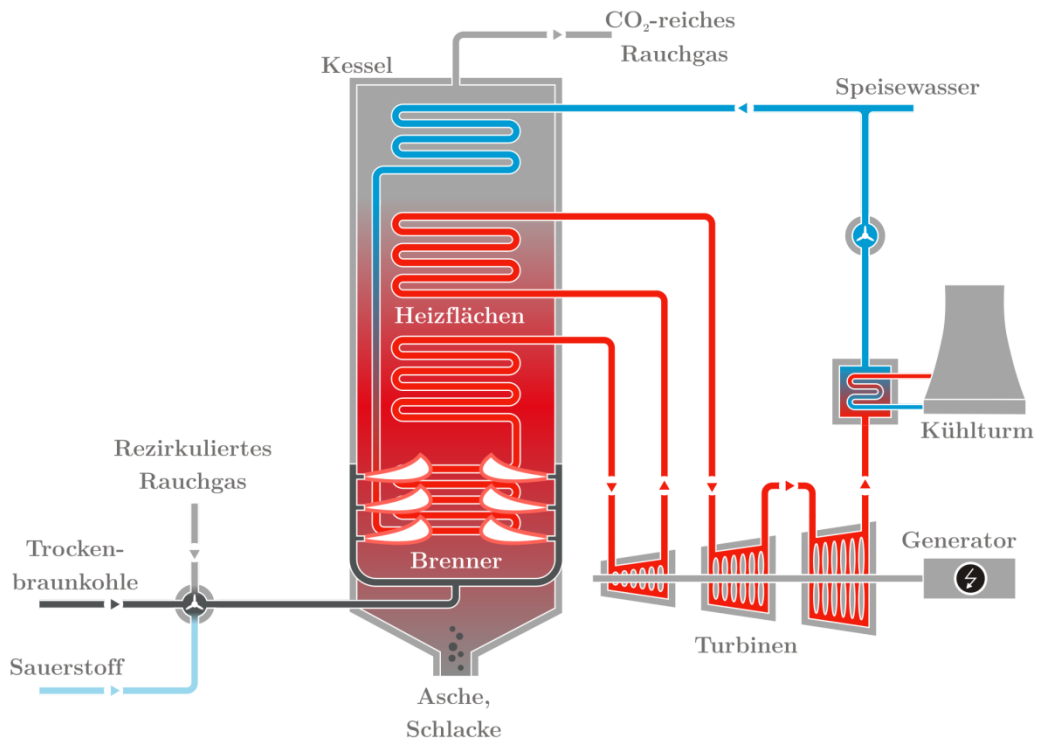


Abb. A II.2 Oxyfuel-Prozess (abgewandelt nach [13])

Durch die Änderungen der Verbrennungsmedien verändert sich das Verhältnis der Rauchgasbestandteile, sodass nun Kohlendioxid und Wasserdampf die Hauptbestandteile sind. Das Rauchgas wird mit den üblichen, dem Brennstoff entsprechenden, Maßnahmen von Luftschadstoffen befreit, je nach Anlagenart erfolgt dann eine Rückführung eines Großteils (ca. 2/3 bis 3/4 des Massenstromes) des Rauchgases vor oder nach der Kondensation (feuchte/trockene Rezirkulation), siehe Abb. A II.2. Der Wasserdampf im Rauchgas kann relativ einfach durch Kühlung auskondensiert werden, wodurch der CO_2 -Anteil im Rauchgas auf etwa 80–85 % ansteigt. Abschließend wird das im Rauchgas enthaltene CO_2 durch Destillation/Rektifikation (siehe Kapitel 2.2.2) von den restlichen Bestandteilen abgetrennt und erreicht dann bei Abscheideraten von 90 % Reinheiten von über 95 % [228], [229]. Die Restgase werden über den Kühlturm, abgegeben (Abb. A II.3).

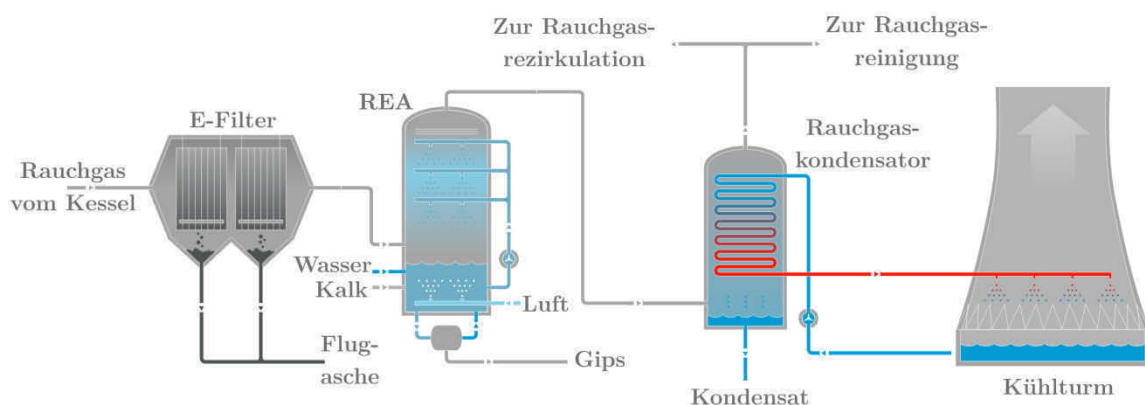


Abb. A II.3 Rauchgasreinigung Teil 1 (abgewandelt nach [13])

Die Aufwendungen für die Luftzerlegung, die Rezirkulation sowie die Verflüssigung und Destillation des Rauchgases führen zu einem Anstieg des Eigenbedarfes des Kraftwerkes und entsprechenden Wirkungsgradverlusten im Bereich von etwa 8–10 Prozentpunkten gegenüber vergleichbaren konventionellen Kraftwerken [230], [231], [232].

Tab. A II.1: Kraftwerkswirkungsgrade mit Oxyfuel-Technologie

Typ	Wirkungsgrad netto	Wirkungsgrad CCS netto	Wirkungsgrad-verlust	Quelle
628 MW Oxyfuel-Kraftwerk	38,14 %	30,45 %	7,69 %-P.	[233]
212 MW Oxyfuel-Kraftwerk	41,45 %	28,76 %	12,69 %-P.	[234]
562 MW Oxyfuel-Kraftwerk	44,65 %	36,24 %	8,41 %-P.	[235]
428 MW Oxyfuel-Kraftwerk	40,08 %	30,05 %	10,03 %-P.	[236]
865 MW Oxyfuel-Kraftwerk	42,6 %	33,5 %	9,1 %-P.	[236]

Pre-Combustion Capture

Bei der Pre-Combustion-Capture-Technik (*Pre-Combustion Capture*: Abscheidung vor der Verbrennung) nutzt man Vergasungstechnologien, um den Brennstoff in einem ersten Schritt in ein synthetisches Brenngas umzuwandeln (Abb. A II.4). Die Vergasungstechnologie ist auch als IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*: Kombi-Prozess mit integrierter Vergasung) bekannt.

Dazu wird der Brennstoff (im abgebildeten Beispiel: Trockenbraunkohlestaub) unter hohen Temperaturen, in einer unterstöchiometrischen Sauerstoff(-Dampf)-Atmosphäre vergast, dabei entstehen Wasserstoff, Wasserdampf, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und weitere brennbare oder inerte Gase (abhängig vom Brennstoff und der Vergasertechnik).

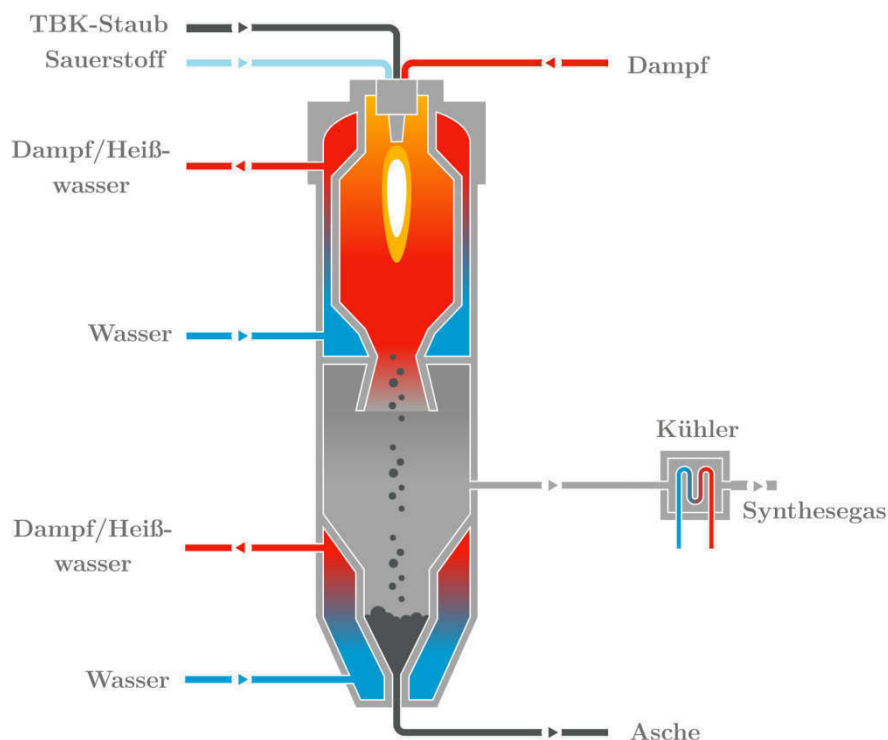


Abb. A II.4 Schema Vergaser (abgewandelt nach [13])

Das im Brenngas enthaltene Kohlenmonoxid wird in einem zweiten Schritt in einer Wasserdampf-Shift-Reaktion zum Großteil in Wasserstoff und Kohlendioxid umgewandelt. An dieser Stelle des

Prozesses stellt sich eine sehr hohe CO₂-Konzentration im Gas ein, welche genutzt werden kann, um das CO₂ effizient abzuscheiden. Diese Synthesegasnachbehandlung funktioniert nach demselben Prinzip wie unter dem Abschnitt Post-Combustion-Capture-Techniken beschrieben, das Kohlendioxid wird in einem großen Wäscher selektiv vom Rest des Rauchgases abgetrennt.

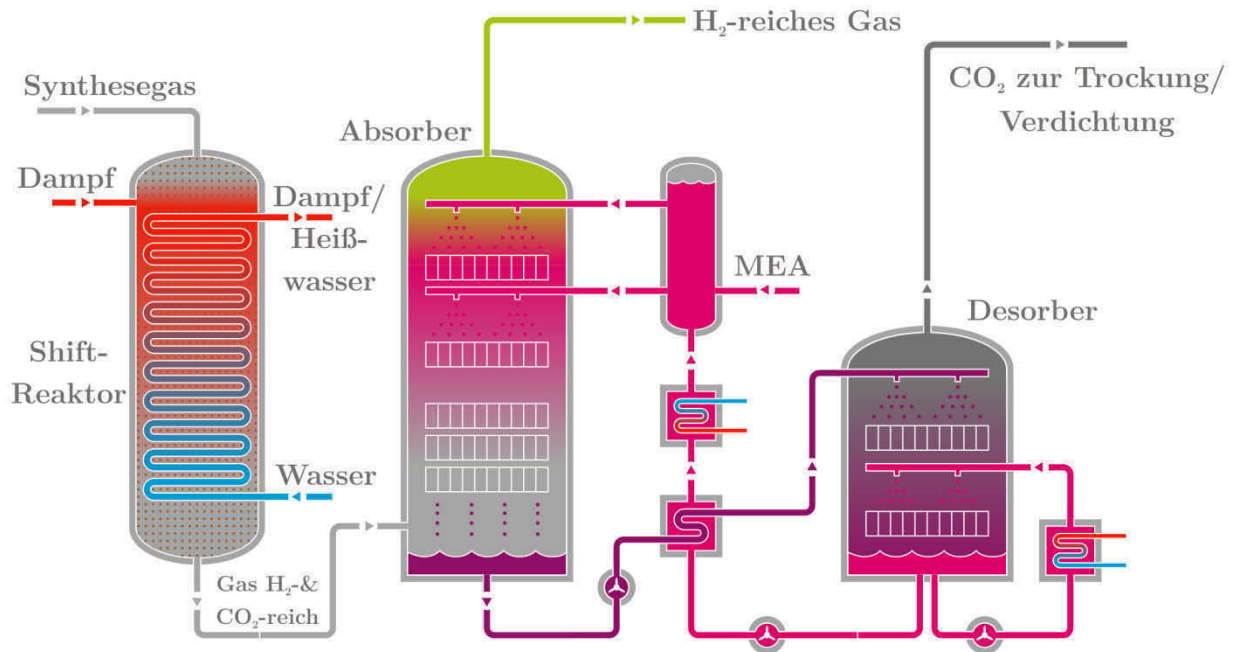


Abb. A II.5 Schema Shift-Reaktion und CO₂-Wäsche (abgewandelt nach [13])

Die Wirkungsgrade, die im IGCC-Prozess erreicht werden können (inkl. Abscheidung und Verdichtung) sind in folgender Tabelle dargestellt:

Tab. A II.2: Kraftwerkswirkungsgrade mit Pre-Combustion-Capture-Technologie

Typ	Wirkungsgrad netto	Wirkungsgrad CCS netto	Wirkungsgradverlust	Quelle
315 MW IGCC-Kraftwerk	43,5 %	34,6 %	8,9 %-P.	[237]
417 MW IGCC-Kraftwerk	43,75 %	33,05–34,46 %	9,29–10,7 %-P.	[238]
364 MW IGCC-Kraftwerk	39,47 %	29,45–30,98 %	8,49–10,02 %-P.	[238]
462 MW IGCC-Kraftwerk	47,0 %	35,7 %	11,3 %-P.	[239]
438 MW IGCC-Kraftwerk	43,88 %	35,26 %	8,62 %-P.	[240]
865 MW IGCC-Kraftwerk	45,9 %	34,9 %	11,0 %-P.	[241]
822 MW IGCC-Kraftwerk	51,5 %	41,3 %	10,2 %-P.	[241]
513 MW IGCC-Kraftwerk	43,88 %	35,26–36,43 %	7,45–8,62 %-P.	[242]

III. Details Kohlendioxid-Verdichter

10-stufiger Getriebeverdichter MAN

Der Getriebeverdichter fördert etwa 10,87 kg/s (342796 t/a) CO₂ bei einem Druckverhältnis von über 200 (Saugdruck: 1 bar, Enddruck: 207,2 bar). Stufen eins bis acht verfügen über Zwischenkühler, welche das CO₂ auf 36 °C zurückkühlen. Der Leistungsbedarf beträgt etwa 4,6 MW [110], [111]. Die prinzipiellen Eigenschaften dieses Verdichters gelten auch für nach heutigem Stand der Technik gefertigte und betriebene Verdichter. Nachfolgend werden anhand dieser Maschine kurz die wesentlichen Merkmale eines großen CO₂-Getriebeverdichters erläutert.

Die Verdichtung des CO₂ erfolgt in zehn Stufen, wobei das Druckverhältnis über die einzelnen Stufen leicht fallend ist (ca. 2 in der ersten Stufe, ca. 1,4 in der letzten Stufe). Es erfolgt eine Zwischenkühlung nach den Stufen eins bis sieben, die Stufen acht bis zehn sind ungekühlt. Nachfolgende Grafik zeigt den Verdichtungsverlauf über die zehn Stufen:

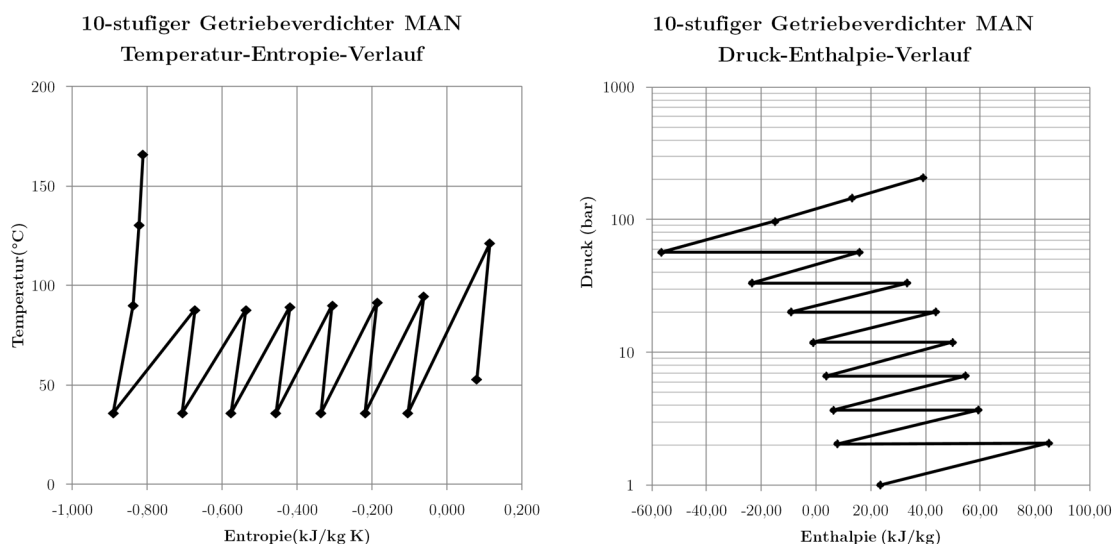


Abb. A III.1 Druck-/Temperaturverlauf 10-stufiger MAN CO₂-Verdichter. Erstellt mit Daten von: [110], [111], [243].

Wie man im p,h-Diagramm gut erkennen kann, müssen bei der Zwischenkühlung erhebliche Wärmemengen abgeführt werden, das Verhältnis von Verdichterarbeit zu Wärme beträgt hierbei etwa 1:1. Prozessbedingt wurde auf eine Kühlung der letzten Stufen verzichtet.

Für eine CCS-Anwendung wäre dies jedoch keine Option, da die Eintrittstemperaturen in die Pipeline begrenzt werden müssen, um Materialschäden zu verhindern.

Nachfolgende Grafik gibt einen Überblick über die Parameter der einzelnen Stufen. Wie zu erkennen ist, müssen die ersten Stufen aufgrund der Stoffeigenschaften des CO₂ die höchste Verdichterleistung aufbringen. Der isentrope Stufenwirkungsgrad beträgt zwischen ca. 55 % und 84 %, das Stufen-druckverhältnis zwischen ca. 1,4 und 2,1.

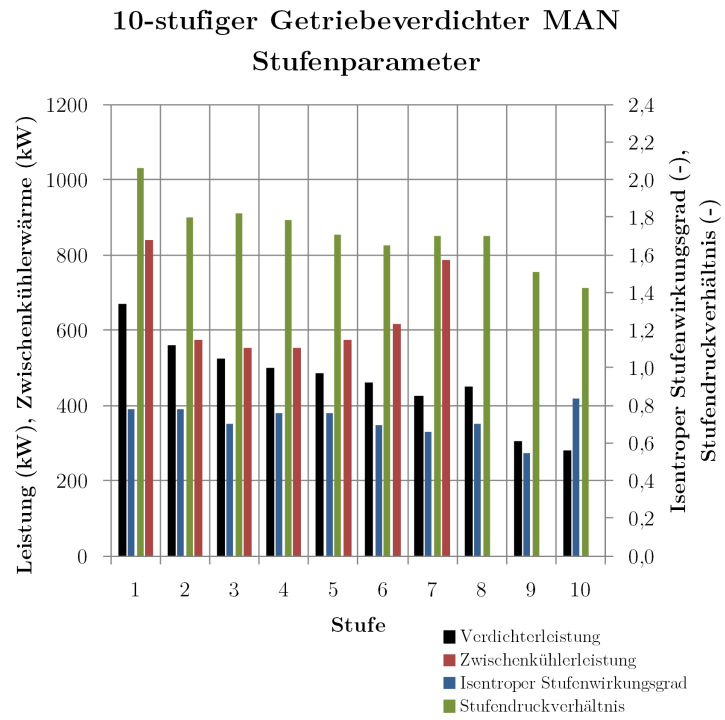


Abb. A III.2 Stufenparameter 10-stufiger MAN CO₂-Verdichter, erstellt mit Daten von: [110], [111], [243]

Tab. A III.1: Beispielrechnung 10-stufiger Verdichter MAN (s: Saugseite, d: Druckseite)

Nennmassenstrom: 10,87kg/s	Druck	Druckverhältnis	Temperatur	Entropie	Temperatur bei isentroper Verdichtung (t2s)	Enthalpie bei isentropen Verdichtung (h2s)	Enthalpie	Stufenwirkungsgrad	Enthalpiedifferenz Kühler	Enthalpiedifferenz Stufe	Wärme Kühler	Leistung Stufe		
Stufe	bar	-	°C	kJ/kgK	°C	kJ/kg	kJ/kg	-	kJ/kg	kJ/kg	kW	kW		
S	1		53	0,078			23,27							
1d	2,0638	2,06	121,4	0,113	106,99	71,35	84,82	0,781		61,55		669,03		
2s	2,0438		36	-0,106			7,59		-77,23		-839,44			
2d	3,67792	1,80	94,7	-0,064	78,14	43,85	59,04	0,705		51,45		559,25		
3s	3,65792		36	-0,219			6,18		-52,85		-574,53			
3d	6,65518	1,82	91,6	-0,187	79,25	42,89	54,35	0,762		48,17		523,58		
4s	6,63518		36	-0,337			3,55		-50,81		-552,26			
4d	11,8598	1,79	90,1	-0,306	78,41	38,60	49,68	0,760		46,14		501,50		
5s	11,8398		36	-0,458			-1,22		-50,90		-553,32			
5d	20,1894	1,71	89,3	-0,420	75,60	30,01	43,52	0,698		44,74		486,32		
6s	20,1694		36	-0,577			-9,32		-52,84		-574,33			
6d	33,34	1,65	87,8	-0,537	74,27	18,72	33,03	0,662		42,35		460,35		
7s	33,32		36	-0,706			-23,58		-56,61		-615,41			
7d	56,7537	1,70	87,8	-0,674	78,23	3,93	15,63	0,702		39,22		426,27		
8s	56,7337		36	-0,891			-56,69		-72,32		-786,13			
9s	96,6187	1,70	90,1	-0,838	78,98	-34,06	-15,17	0,545		41,52		451,27		
10s	145,589	1,51	130,5	-0,822	126,50	6,57	12,96			28,13		305,76		
D	207,2	1,42	166	-0,812	163,27	34,64	38,90	0,836		25,94		281,98		
Die kursiv dargestellten Werte wurden aus veröffentlichten Diagrammen abgelesen.												Summen:	-4495,4	4665,3

Die folgende Abbildung zeigt das Druck- und Leistungskennfeld des vorgestellten 10-stufigen Verdichters. Dargestellt sind die Pumpgrenze (oberhalb derer der Verdichter nicht betrieben werden darf) sowie Kennlinien für verschiedene Vorleitschaufelstellungen (Enddruck in Abhängigkeit vom geförderten Volumenstrom).

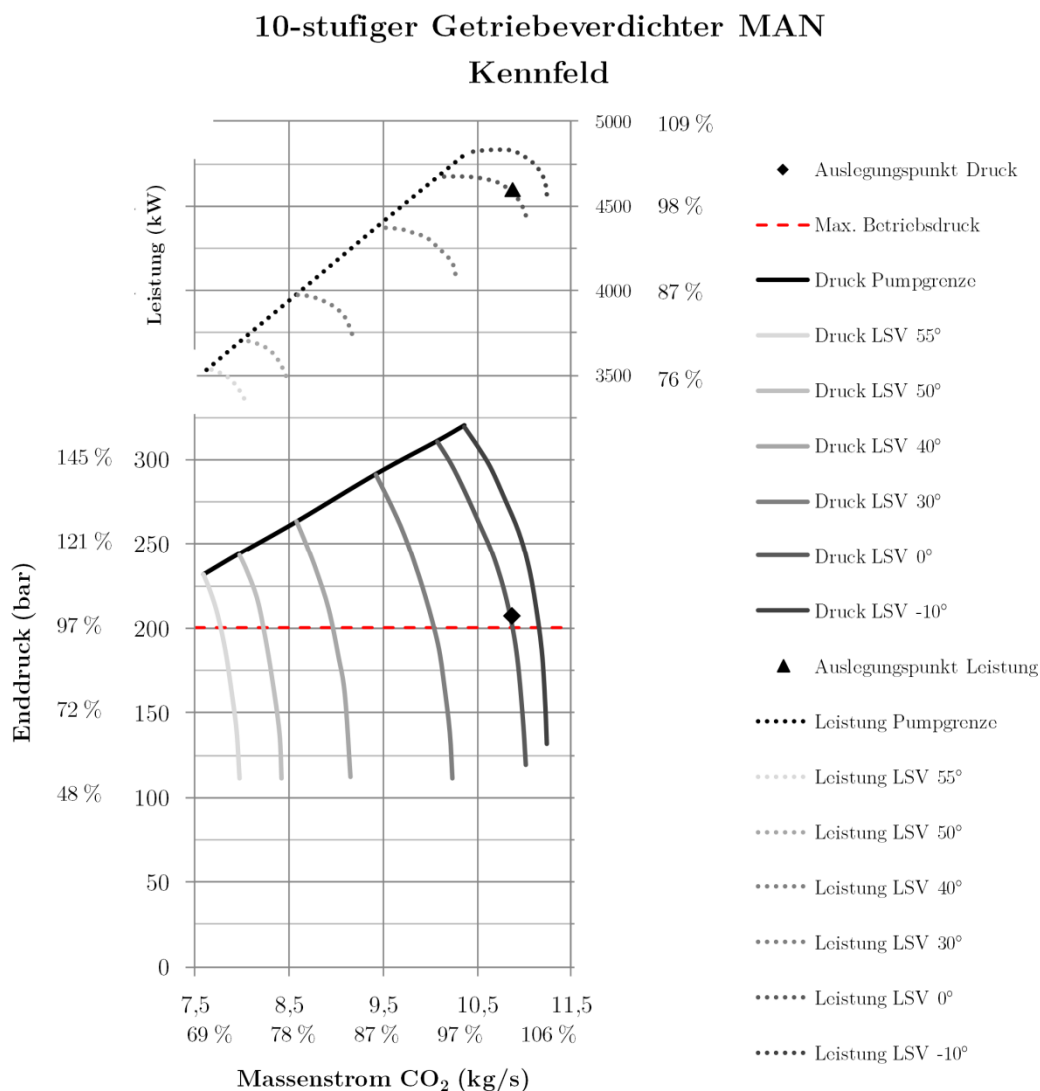


Abb. A III.3 Kennfeld 10-stufiger MAN CO₂-Verdichter, erstellt mit Daten von: [110], [111], [243]

Teillastverhalten, Verschaltung von CO₂-Verdichtern

Jeder Verdichter wird für einen typischen Einsatzfall (Volumenstrom und Druckverhältnis bei bestimmten Ansaug- und Zwischenkühlbedingungen) ausgelegt. Jede größere Abweichung von den Auslegungsparametern führt zu einem Betrieb mit verringerten Wirkungsgraden. Stärkere Abweichungen von den Auslegungsparametern können zu Betriebszuständen führen, welche eine komplette Abschaltung des Verdichters bedingen.

Getriebeverdichter bieten den Vorteil, dass vor jeder Stufe eine Leitgitterregelung bzw. Vorleitschaufelverstellung (VLS) eingebaut werden kann. Diese dient der Regelung von Druck und Durchsatz. Im Gegensatz zu anderen Regelarten (Drehzahlregelung, Nachleitgitterregelung, Drosselung, etc.) bietet die VLS den Vorteil, für jede Stufe die Anströmverhältnisse separat zu gestalten. Dies geschieht durch Verstellung des Leitgitterwinkels, wodurch das Laufrad der Stufe mit unterschiedlichen, an

den Volumenstrom angepassten, Geschwindigkeiten und Strömungswinkeln beaufschlagt wird. Dabei kann die VLS an der ersten, an ausgewählten Stufen oder an jeder Stufe installiert sein. Weiterhin kann die VLS auch mit anderen Regelungen kombiniert werden (beispielsweise Drehzahlregelung), um ein dem jeweiligen Prozess bzw. der mit dem Verdichter verbundenen Anlage angepasstes Kennfeld zu bewirken [111], [244].

Insbesondere für Anwendungen mit konstantem Enddruck und variablem Durchsatz (zu diesen zählt auch CCS) bietet sich die VLS als Regelart an, da sich folgende Vorteile ergeben:

- tiefe Teillasten,
- hohe Enddrücke auch bei geringen Teillasten,
- hohe Stufenwirkungsgrade über das gesamte Kennfeld.

Diese Vorteile sind zum Beispiel bei der Drehzahlregelung nicht gegeben, da es hier eine starke Abhängigkeit von Druck, Volumenstrom und Drehzahl gibt und sich durch suboptimale Anströmung bei der Abweichung vom Auslegungspunkt relativ starke Wirkungsgradeinbußen ergeben.

Zum Vergleich ist nachfolgend ein typisches Kennfeld für einen nach aktuellem Stand der Technik ausgelegtem 8-stufigen CO₂-Verdichter (MAN) dargestellt. Wie man erkennen kann, konnte hier das Kennfeld zugunsten tieferer Teillasten erweitert werden.

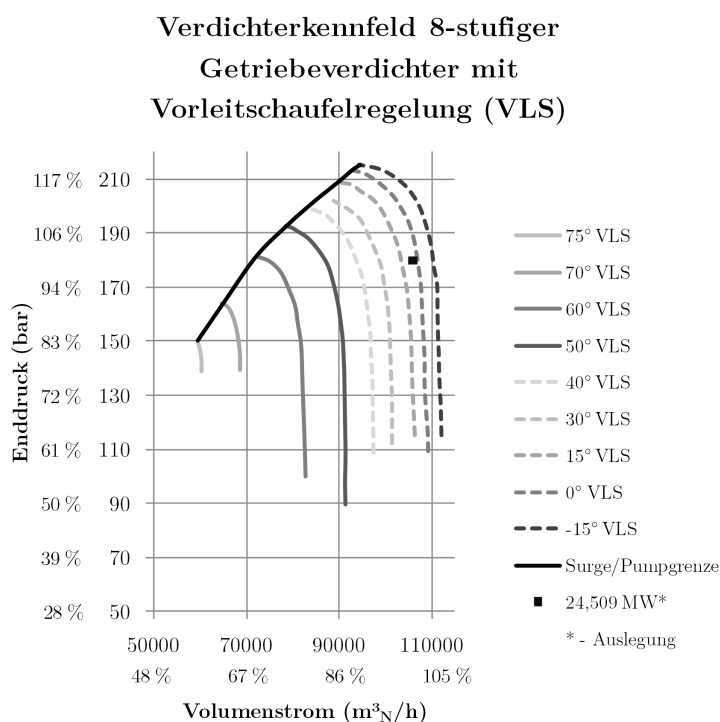


Abb. A III.4 Kennfeld 8-stufiger MAN CO₂-Verdichter, erstellt mit Daten [110], [111], [243]

Dies zeigt sich ebenfalls bei einem ähnlichen Verdichter für eine Luftzerlegungsanlage (Stickstoffverdichter, Abb. A III.5). Es werden Teillasten bis etwa 55 % im Durchsatz bei einem Enddruck von 80 bar erzielt [111].

Wie man sehen kann, bieten die hier vorgestellten Kennfelder beim Auslegungsvolumenstrom die Option, mit deutlich höheren Drücken zu fahren. Dies kann von Vorteil sein, wenn man eine nachgeschaltete Pipeline als Zwischenspeicher nutzen will. Durch das sogenannte Line-Packing wird die

Pipeline mit einem höheren Druck beaufschlagt, als eigentlich notwendig wäre (siehe auch Kapitel 2.2.4.2.). Der überschüssige Druck wird dann gegebenenfalls am Ausspeisepunkt heruntergedrosselt.

**Verdichterkennfeld 8-stufiger
N₂-Getriebeverdichter mit
Vorleitschaufelregelung (VLS)**

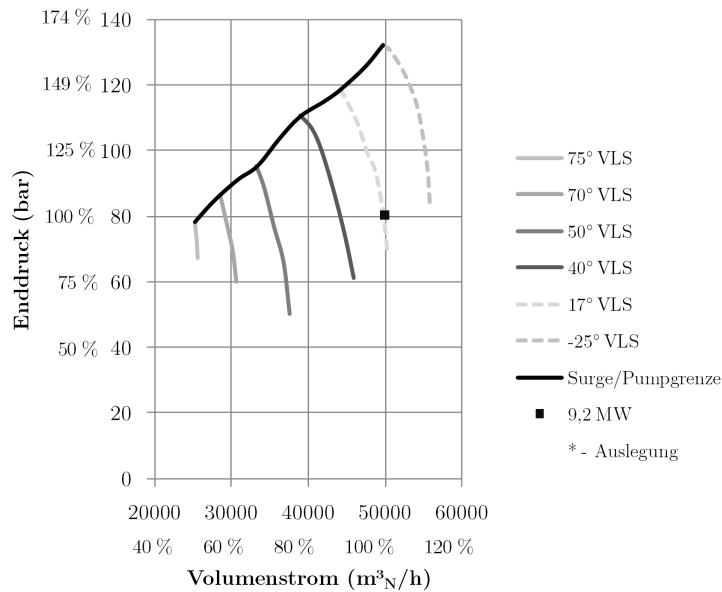


Abb. A III.5 Kennfeld 8-stufiger N₂-Verdichter, erstellt mit Daten von [111]

Nachfolgende Grafik gibt einen Überblick über die ungefähre Wirkungsgradverteilung bei mehrstufigen Getriebeverdichtern mit VLS-Regelung. Alle Daten sind dabei in Relation zum Auslegungspunkt gesetzt worden. Wie man erkennen kann, nimmt der Wirkungsgrad der Maschine in alle Richtungen vom Auslegungspunkt ab, wobei es bei Überlast zu einer geringeren Abnahme kommt als bei Teillasten. Für Maschinen mit mehr als vier Stufen ergibt sich ein qualitativ ähnliches Bild.

**Lastabhängigkeit Wirkungsgrad
Verdichterstufe**

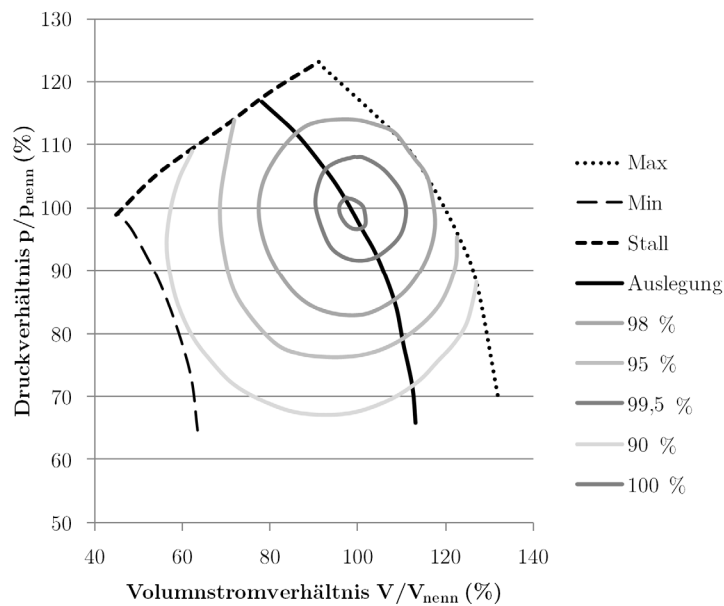


Abb. A III.6 Kennfeld und Wirkungsgrade 4-stufiger Verdichter, erstellt mit Daten von: [245]

Die Verschaltung eines Verdichters mit einer Pipeline ergibt dann das Anlagenkennfeld, das heißt, die sich ergebenden Arbeitspunkte des Systems Verdichter-Pipeline. Prinzipiell nimmt der Druckverlust der Pipeline mit steigendem Durchsatz zu, d. h. es muss mit einem höheren Eintrittsdruck gefahren werden, um am Pipelineaustritt denselben Druck zu erzielen.

Folgendes Schema zeigt das prinzipielle Anlagenkennfeld eines vorleitgittergeregelten Verdichters und einer nachgeschalteten Pipeline. Je nach Durchsatz und Leitgitterverstellung ergeben sich verschiedene Arbeitspunkte (hier nur für einige ausgewählte Winkel dargestellt). Wie man erkennen kann, ist das hier beschriebene Kennfeld sehr weit, das heißt, diese Kombination von Verdichter und Anlage würde gute Regelbarkeit und hohe Variabilität in Druck und Massenstrom aufweisen.

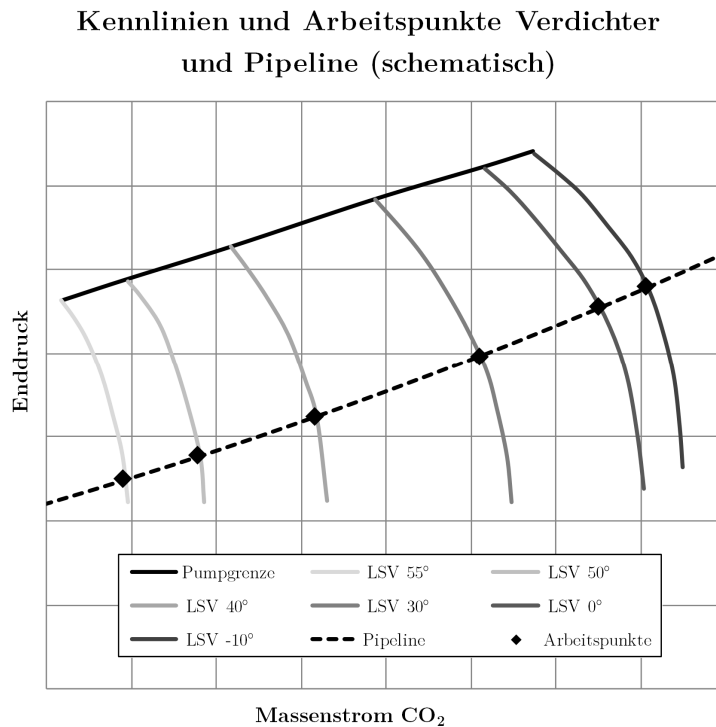


Abb. A III.7 Schema Anlagenkennfeld/Arbeitspunkte Verdichter und Pipeline

Zur Erhöhung des Volumenstromes, zur weiteren Verbesserung der Teillastfähigkeit und zur Schaffung von Redundanz können Verdichter parallel geschaltet werden. Dies ist ebenfalls notwendig, wenn eine einzelne Maschine den benötigten Volumenstrom nicht fördern kann und nicht auf einen komplett anderen Typ (beispielsweise Axialverdichter) ausgewichen werden soll. Bei der Parallelschaltung werden mehrere, meist identische Maschinen parallel geschaltet, je nach Prozess nach dem Schema 2 x 50 % (seltener 3 x 33 %).

Dabei ändern sich die erreichbaren Enddrücke nicht, die Volumenströme \dot{V}_i der Einzelverdichter addieren sich:

$$\dot{V} = \sum_i \dot{V}_i \quad \text{Gl. A.1}$$

In folgender Abbildung ist das Verhalten der parallel geschalteten Verdichter im Diagramm dargestellt. Dabei ist links das Kennfeld eines einzelnen Verdichters abgebildet, rechts das resultierende Kennfeld, wenn zwei gleiche Maschinen parallel geschaltet werden (und parallel geregelt werden).

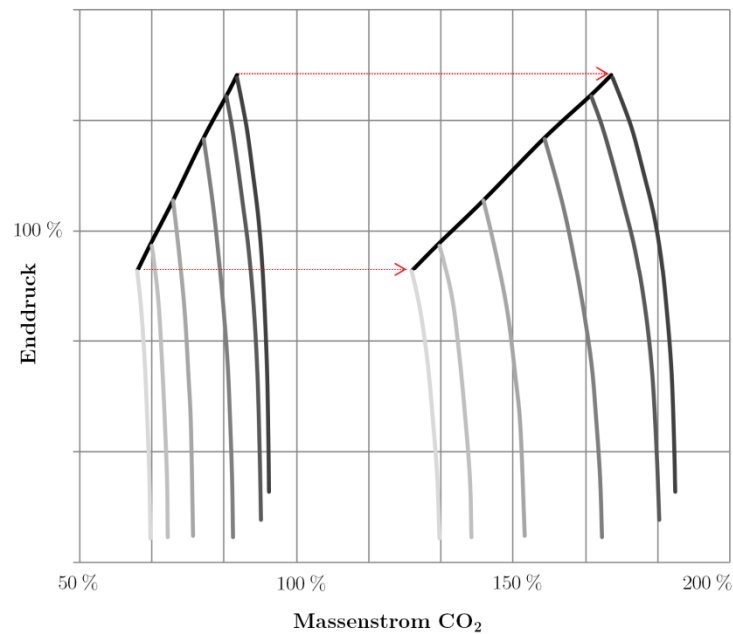
Parallelschaltung von 2 Verdichtern
(ideal)

Abb. A III.8 Beispiel Parallelschaltung von zwei Verdichtern (identische Regelung ohne Teilabschaltung einer Maschine)

Bei dieser Art der Verschaltung ist insbesondere auf eine genaue Prozessüberwachung und Prozesssteuerung zu achten, um zu verhindern, dass einer der Verdichter in einem unerwünschten Betriebspunkt (z. B. außerhalb der Pumpgrenze, entgegen dem anderen Verdichter oder mit schlechtem Wirkungsgrad) arbeitet. Im schlimmsten Falle würde es zu einer Rückströmung durch den schwächeren Verdichter (geringerer Druck) kommen. Die Steuerung der Verdichter ist dementsprechend so zu gestalten, dass für jeden Arbeitspunkt gewährleistet ist, dass keiner der Verdichter unter die Pumpgrenze fällt und beide Verdichter zusammen einen optimalen Prozesswirkungsgrad gewährleisten.

IV. CO₂-Speicheraquifere

Bachu beschreibt die typischen Werte für verschiedene Aquiferformationen zur Acid-Gas-Injektion in Westkanada:

Tab. A IV.1 Typische Werte für kanadische Aquifere zur Acid-Gas-Injektion (Werte in Klammern sind als typisch anzusehen) [159]

Größe	Wert	Einheit
Porosität	4-(<12)-30	%
Permeabilität	4-(10-100)-4250	mD
Tiefe	705-(824-3432)-3478	m
Ausdehnung vertikal	4-(100)-276	m
Druck	subhydrostatisch-hydrostatisch	-
Temperatur	26-110	°C
Temperaturgradient	20-50	°C/km
Dichte Formationswasser	1007-1273	kg/m ³

Kopp [246], [160] zeigt wesentliche Werte für Aquiferspeicher, welche in den USA für die Acid-Gas-Entsorgung genutzt werden:

Tab. A IV.2 Typische Werte für US-Aquifere zur Acid-Gas-Injektion [160], [246]

Größe	Wert	Einheit
Porosität	20	%
Permeabilität	123	mD
Tiefe	1524	m
Druck	hydrostatisch	-
Temperaturgradient	18-(30)-62	°C/km
Dichte Formationswasser	1100	kg/m ³

Von den Projekten in der europäischen Nordsee ist die Utsira-Speicherformation des Sleipner-Projektes am besten dokumentiert:

Tab. A IV.3 Eckdaten CO₂-Speicherformation Sleipner (Utsira) [247]

Größe	Wert	Einheit
Porosität	27-42	%
Permeabilität	1000-8000	mD
Tiefe	1012	m
Ausdehnung vertikal	200	m
Druck	hydrostatisch	-
Druck	105	bar
Temperatur	29-35,5	°C
Temperaturgradient	31,7	°C/km
Kopfdruck	62-66	bar
Kopftemperatur	25	°C
Injektionstemperatur	48	°C/km

Tab. A IV.4 Weitere Eckdaten CO₂-Speicherformation Sleipner (Utsira) [248]

Größe	Einheit	Wert	Quelle	Wert
Porosität	%	35	[172]	42
Permeabilität	mD	3000	[172]	3000
Tiefe	m	1000	[172]	1000
Ausdehnung vertikal	m	200	[172]	184
Druck	-		[172]	
Druck	bar	111	[172]	100
Temperatur	°C	37	[172]	37

Für das zweite große norwegische Speicherprojekt, Snøwhit werden folgende Daten genannt:

Tab. A IV.5 CO₂-Speicherformation Snøwhit (Tubåen)

Größe	Wert	Einheit	Quelle
Porosität	7,44–19,75	%	[249]
Permeabilität	114–7650	mD	[249]
Tiefe	2632,5	m	[250]
Tiefe Meeresgrund	314	m	[249]
Ausdehnung vertikal	79	m	[249]
Druck	290	bar	[250]
Max. Injektionsdruck	390	bar	[249]
Temperatur	95	°C	[249]

V. CO₂-PipelinesTab. A V.1 CO₂-Pipeline Projekte

Name	Betreiber	Status	Länge [km]	Durchmesser [inch]	Massenstrom [kg/s]	Druck [bar]	Temperatur [°C]	Quelle
Suohvit	Statoil	in Betrieb	150	8	30	150	5-15	[218]
Weyburn - Midale CO ₂	Enovus Energy (Weyburn); Apache Canada (Midale)	in Betrieb	325	11,8-13,8	58	152	4-10 (Einspeisetemperatur)	[219]
Lacq	Total	in Betrieb	30	8-12		30-70	30	[220]
Bravo	Kinder Morgan	in Betrieb	350	20	231	124-131		[8], [172]
Canyon reef	Shell	in Betrieb	225		164			[8]
Cortez		in Betrieb	808	30	611			[8]
Sheep Mountain	Kinder Morgan		660	24	301			[8]
Val Verde	Petro Source Carbon Company	in Betrieb	130	10	79			[8]
Bati Raman		in Betrieb	90		34			[8]
In Salah	BP, Sonatrach, Statoil	in Betrieb	14					[172]
Shute Creek	ExxonMobil		48	30	748	120		[221]
Central Basin	Kinder Morgan		224	16-26				[222]
ADM Illinois	Archer Daniels Midland Company	in Planung	1,6	8		96		[223]
Alberta Carbon Trunk Line	Enhance Energy	in Planung	240	16	53 - 59	179		[224]
Lost cabin gas plant	ConocoPhillips	in Planung	368	20		139	flüssiges CO ₂	[225],[226]
Masdar Initiative CCS projects	Abu Dhabi Future Energy Company, BP	in Planung	500	8-14				[227]
Medicine Bow Coal-to-Liquids Facility (Denbury Greencore Pipeline)	Medicine Bow Fuel and Power LLC (MBFP); Denbury Resources	in Planung	371	20		139	flüssiges CO ₂	[179]
Northwest Upgrader Refinery with ACTL (Alberta Carbon Trunk Line)	Northwest Upgrader Inc., Enhance Energy Inc., Canadian Natural Resources Limited	in Planung	240	16	53 - 59	179		[228]
OXYCFB 300 Compostilla Project	CIUDEN, ENDESA und Foster Wheeler	in Planung	135	12-16	63	120	flüssiges CO ₂	[229]
PurGen One	SCS Energy LLC	in Planung	112	24				[230]

Name	Betreiber	Status	Länge [km]	Durchmesser [inch]	Massenstrom [kg/s]	Druck [bar]	Temperatur [°C]	Quelle
Rotterdam Opslag en Afvang Demonstratieproject (ROAD)	Maasvlakte CCS Project C.V. (eine Joint Venture von E.ON Benelux und Electrabel (eine Tochter der GDF Suez Group))	in Planung	25	16	35	175	80	[231]
Texas Clean Energy Project	Summit Power Group Inc, Siemens, Fluor, Linde, R.W. Beck, Blue Source und Texas Bureau of Economic Geology	in Planung		10	148 [mmuscf]	159	37,8	[232]
C.GEN North Killingholme Power Project	C.GEN NV; E.ON UK	in Planung	94	15,12				[233]
Collie - South West CO ₂ Geosequestration Hub (Collie Hub)	Department of Mines and Petroleum; PerdanamChemicals and Fertilisers; Verve Energy; Griffin Energy; Wesfarmers Premier Coal; BHP Billiton Worsley Alumina; Alcoa Australia	in Planung	70	18		86-186		[234]
FutureGen 2.0 Oxy-Combustion Large Scale Test	FutureGen Alliance, US Department of Energy, State of Illinois, Ameren Energy Resources, Babcock&Wilcox, American Air Liquide	in Planung	48	12				[235]
GreenGen IGCC Project	GreenGen Tianjin IGCC Co. Ltd.	in Planung	151-200			110		[236]
Pererhead Gas CCS Project (Miller Gas Pipeline)	Scottish and Southern Energy (SSE); Shell UK Limited (Shell)	in Planung	234	13,96				[237]
Sweeny Integrated Gasification Combined Cycle Power Project	ConocoPhillips	in Planung		16		151,6		[238]
Maritsa Thermal Power Plant CCS Project	Bulgarisches Ministerium für Wirtschaft, Energie und Tourismus	in Planung	18, 130, 93 (mehrere Optionen)	10, 14 und 12, 14		80 - 150		[239]
Keviu Dome	Montana State University	in Planung	10	2				[240]
Plant Barry	Southern Energy; Mitsubishi Heavy Industries (MHI); Southern Company; SECARB	in Betrieb	18,3	4		137,9		[241]

Name	Betreiber	Status	Länge [km]	Durchmesser [inch]	Massenstrom [kg/s]	Druck [bar]	Temperatur [°C]	Quelle
Callide	CS Energy Ltd (CSE), Ishikawajima-Harima Heavy Industries CO., Ltd (IHI), Japan Coal Energy Centre (JCOAL), Electric Power Development CO., Ltd (J Power), Xstrata Coal, Schlumberger Oil Fields Australia	in Planung	200 - 250			50		[242]
Kårstø CO ₂ Pipeline Project	Naturkraft	in Planung	240	12		>70		[243]
Quest	Shell Canada, Chevron Canada, Marathon Oil Sands	in Planung	84	16				[244]
Getica CCS Demonstration Project	Turceni Energy Complex	in Planung	40	14	66	120	40	[245]
Otway	CO ₂ CRC (Cooperative Research Center for Greenhouse Gas Technologies)	in Betrieb	2,25	1,97		150	50	[246]

VI. Umrechnung Massen-/Volumenströme CO₂

Tab. A VI.1 Massen-/Volumenströme (mmscf/d: million metric standard cubic foot per day (10⁶ ft³/d))

kg/s	kg/h	t/d	Mio. t/a	m ³ _N /h	mmscf/d
1	3600	86,4	0,031536	1949	1,65
5	18000	432	0,15768	9744	8,26
10	36000	864	0,31536	19489	16,52
50	180000	4320	1,5768	97443	82,59
100	360000	8640	3,1536	194886	165,18
500	1800000	43200	15,768	974430	825,88
1,389	5000	120	0,0438	2707	2,29
2,778	10000	240	0,0876	5413	4,59
13,89	50000	1200	0,438	27067	22,94
27,78	100000	2400	0,876	54135	45,88
138,89	500000	12000	4,38	270675	2299,41
277,78	1000000	24000	8,76	541350	458,82
1,1574	4167	100	0,0365	2256	1,91
5,787	20833	500	0,1825	11278	9,56
11,574	41667	1000	0,365	22556	19,12
57,87	208333	5000	1,825	112781	95,59
115,74	416667	10000	3,65	225562	191,18
578,70	2083333	50000	18,25	1127812	955,88
0,0278	100	27	0,01	54	0,05
0,1389	500	137	0,05	271	0,23
0,2778	1000	274	0,1	541	0,46
1,389	5000	1370	0,5	2707	2,29
2,778	10000	2740	1	5413	4,59
13,89	50000	13699	5	27067	22,94
27,78	100000	27397	10	54135	45,88
2,5656	9236	222	0,0809	5000	4,24
5,131	18472	443	0,162	10000	8,48
25,656	92362	2217	0,809	50000	42,38
51,31	184723	4433	1,62	100000	84,76
256,56	923617	22167	8,09	500000	423,78
513,12	1847234	44334	16,18177	1000000	847,55
0,6054	2179	52	0,0191	1179,8686	1
3,0271	10897	262	0,0955	5899,3430	5
6,054	21795	523	0,191	11798,686	10
30,271	108975	2615	0,955	58993,430	50
60,54	217949	5231	1,91	117986,86	100
302,71	1089747	26154	9,55	589934,30	500
605,41	2179493	52308	19,09	1179868,61	1000

VII. Messdaten Großkraftwerk

Dargestellt sind die relative Generatorleistung, der berechnete Gradient der Generatorleistung und die im Zeitraum angewandten Maßnahmen (rein qualitativ) nach §13 EnWG [202] (entnommen aus: [280]).

Messdaten Generatorleistung 12/2011

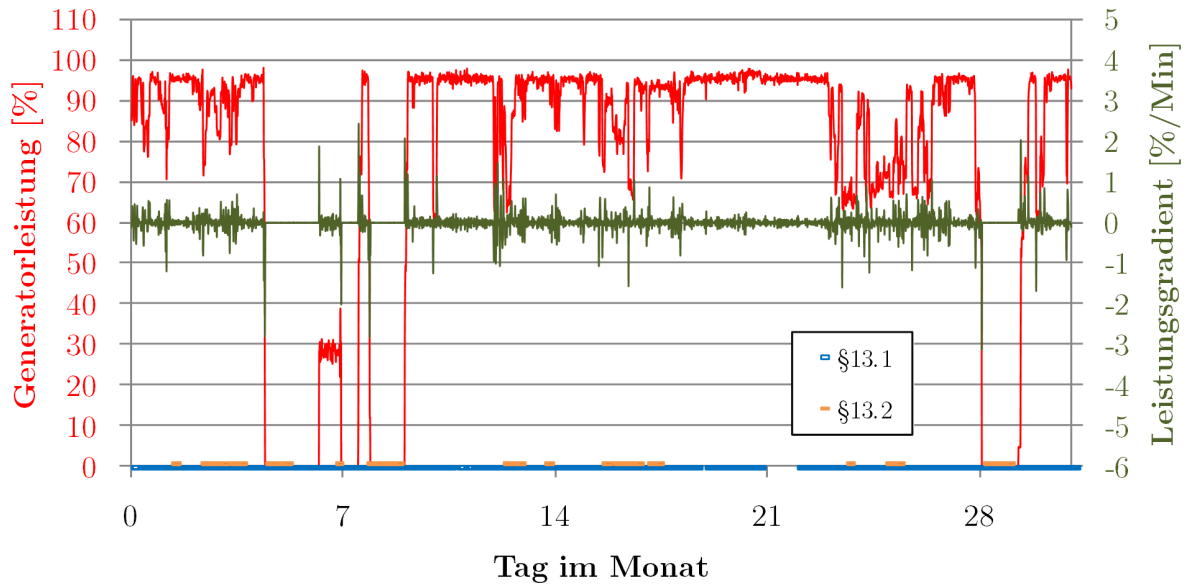


Abb. A VII.1 Messdaten Generatorleistung Dezember 2011

Messdaten Generatorleistung 01/2012

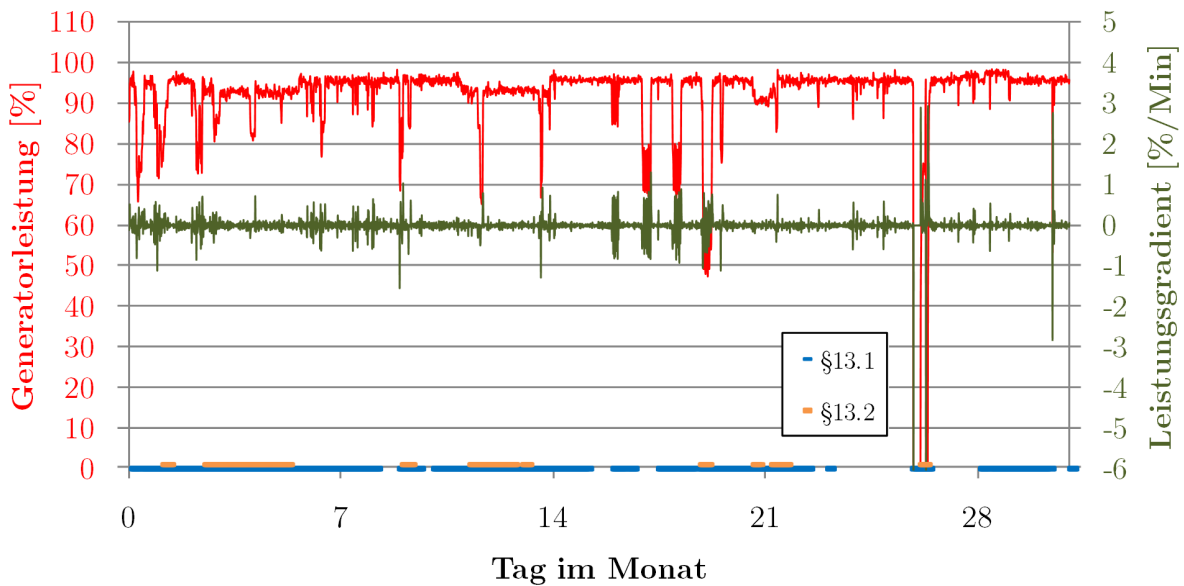


Abb. A VII.2 Messdaten Generatorleistung Januar 2012

Messdaten Generatorleistung 07/2012

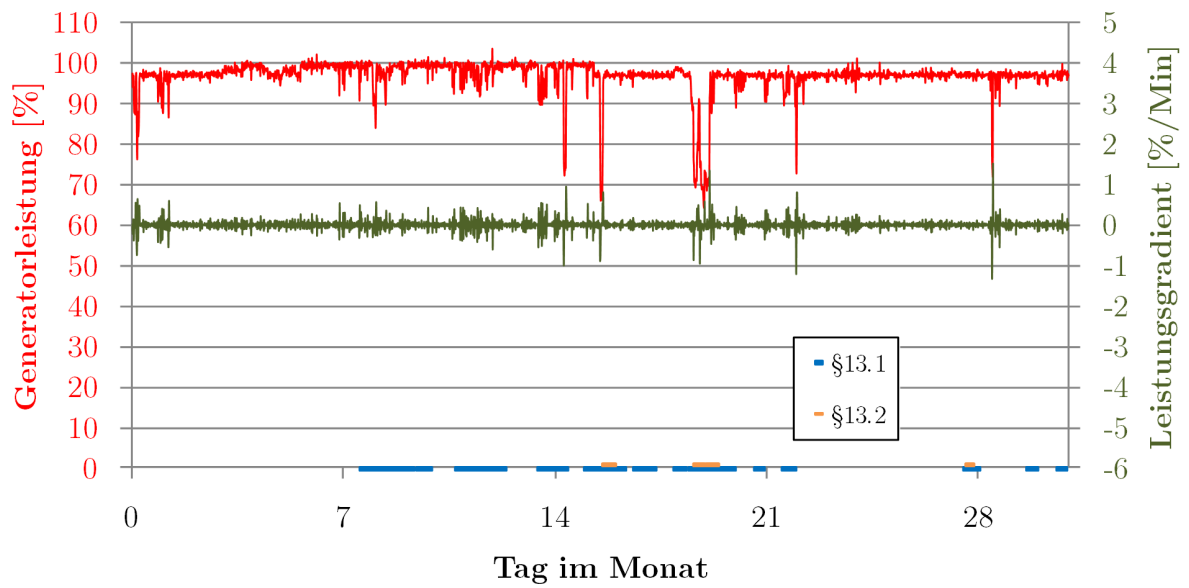


Abb. A VII.3 Messdaten Generatorleistung Juli 2012

Messdaten Generatorleistung 01/2013

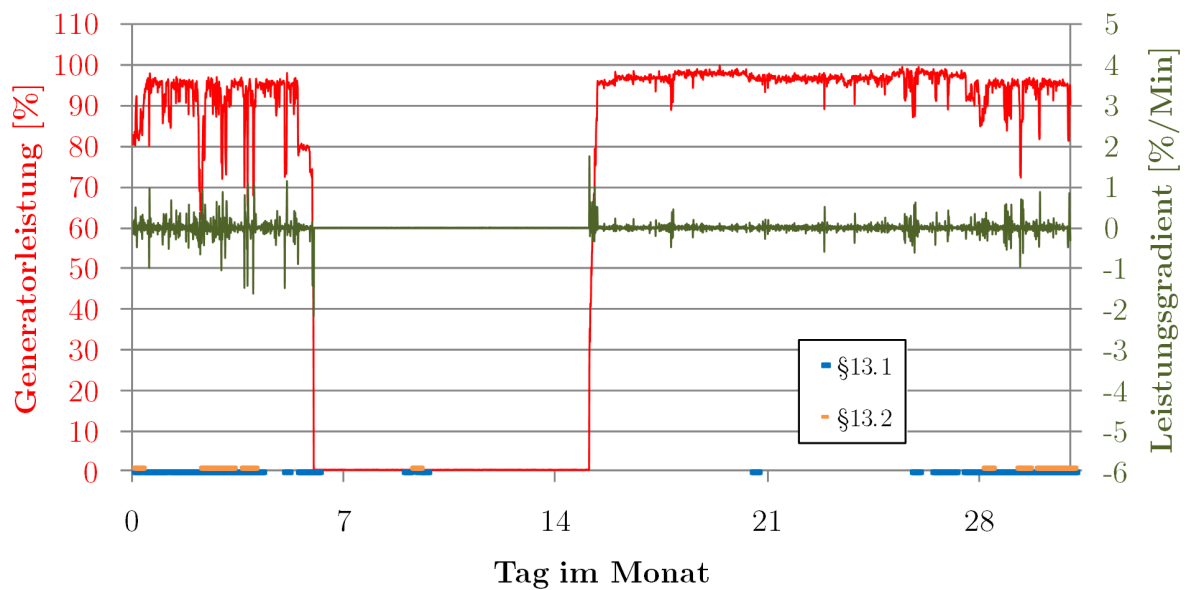


Abb. A VII.4 Messdaten Generatorleistung Januar 2013

Messdaten Generatorleistung 02/2013

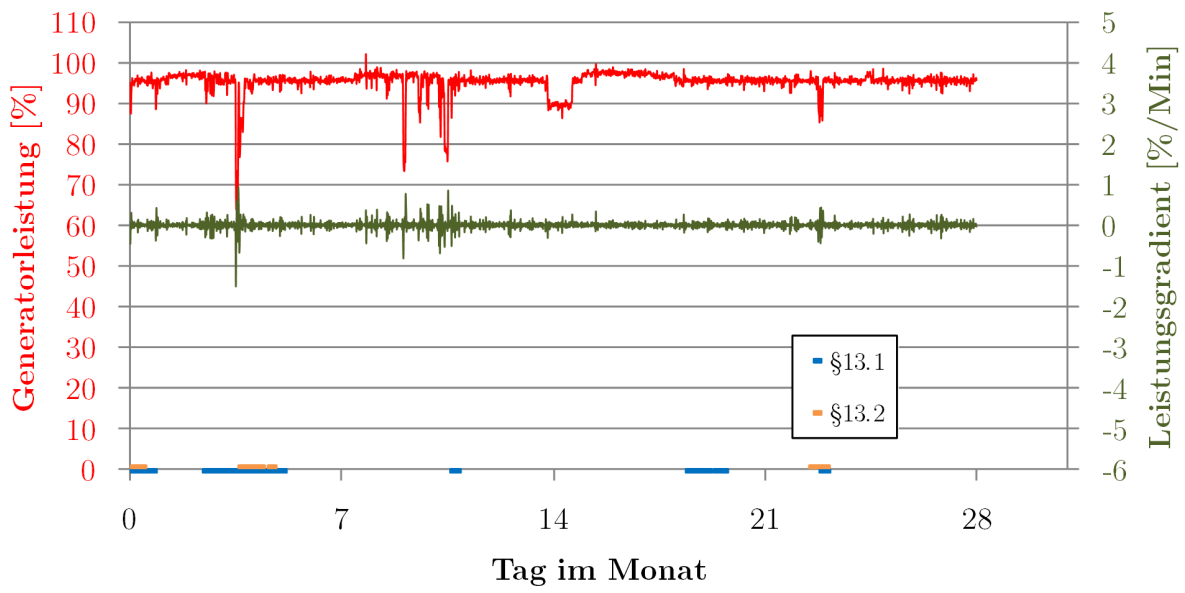


Abb. A VII.5 Messdaten Generatorleistung Februar 2013

VIII. Routenverlauf Pipelines

Tab. A VIII.1 Route Jänschwalde-Sleipner [204], [205], [206].

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
1	0	72	51,83452	14,4623	62	86,234	115,8	51,88950773	13,20813814
2	1,414	60,7	51,83552887	14,44176564	63	87,648	112,9	51,89029799	13,18755362
3	2,827	61,6	51,83653416	14,42123035	64	89,061	104,8	51,89108467	13,16696837
4	4,241	58	51,83753588	14,40069415	65	90,475	91,6	51,89186775	13,1463824
5	5,655	59,2	51,83853402	14,38015704	66	91,889	90,9	51,89264724	13,12579572
6	7,068	57	51,83952858	14,35961903	67	93,302	92,7	51,89342313	13,10520833
7	8,482	60,9	51,84051957	14,3390801	68	94,716	90,8	51,89419544	13,08462022
8	9,896	61	51,84150698	14,31854027	69	96,13	88,8	51,89496415	13,06403141
9	11,309	57,8	51,84249081	14,29799955	70	97,543	85,3	51,89572927	13,0434419
10	12,723	57,7	51,84347106	14,27745792	71	98,957	87,3	51,8964908	13,02285169
11	14,137	56,4	51,84444774	14,25691541	72	100,371	88,2	51,89724873	13,00226078
12	15,55	54,9	51,84542084	14,236372	73	101,784	88,7	51,89800307	12,98166918
13	16,964	55,5	51,84639036	14,21582771	74	103,198	99,8	51,89875382	12,96107689
14	18,378	54,8	51,8473563	14,19528253	75	104,612	83,4	51,89950097	12,94048391
15	19,791	54,3	51,84831866	14,17473648	76	106,025	83,7	51,90024453	12,91989025
16	21,205	55,6	51,84927745	14,15418954	77	107,439	86,4	51,9009845	12,89929591
17	22,619	54,1	51,85023265	14,13364174	78	108,853	95,5	51,90172087	12,87870089
18	24,032	53,4	51,85118428	14,11309306	79	110,266	114	51,90245364	12,85810519
19	25,446	54	51,85213232	14,09254352	80	111,68	94,7	51,90318283	12,83750883
20	26,86	51,2	51,85307678	14,07199311	81	113,094	92,9	51,90390841	12,8169118
21	28,273	52,5	51,85401767	14,05144184	82	114,507	81,1	51,9046304	12,79631411
22	29,687	55,1	51,85495497	14,03088971	83	115,921	101,7	51,9053488	12,77571576
23	31,101	54,5	51,85588869	14,01033673	84	117,335	109,4	51,9060636	12,75511675
24	32,514	51,5	51,85681883	13,98978289	85	118,748	122,2	51,9067748	12,73451708
25	33,928	50,8	51,85774539	13,96922821	86	120,162	122	51,90748241	12,71391677
26	35,342	51,3	51,85866836	13,94867268	87	121,576	123,7	51,90818642	12,6933158
27	36,755	56	51,85958776	13,92811632	88	122,989	126,9	51,90897495	12,67272391
28	38,169	58,4	51,86050357	13,90755911	89	124,403	130,7	51,91000152	12,65215782
29	39,583	70,5	51,8614158	13,88700107	90	125,817	115	51,91102449	12,63159078
30	40,996	58,5	51,86232444	13,86644219	91	127,23	95,9	51,91204389	12,61102282
31	42,41	55,4	51,8632295	13,84588249	92	128,644	107,6	51,9130597	12,59045392
32	43,824	64,8	51,86413098	13,82532196	93	130,058	122,3	51,91407192	12,56988409
33	45,238	65,5	51,86502888	13,80476061	94	131,471	136,7	51,91508056	12,54931333
34	46,651	63,1	51,86592319	13,78419844	95	132,885	121,3	51,91608561	12,52874166
35	48,065	62,4	51,86681391	13,76363545	96	134,299	111,8	51,91708707	12,50816906
36	49,479	67,5	51,86770105	13,74307165	97	135,713	119,3	51,91808495	12,48759555
37	50,892	59,4	51,86858461	13,72250704	98	137,126	125,4	51,91907924	12,46702112
38	52,306	61	51,86946458	13,70194163	99	138,54	119	51,92006995	12,44644579
39	53,72	68,4	51,87034097	13,68137541	100	139,954	102,4	51,92105707	12,42586955
40	55,133	65,4	51,87121377	13,66080839	101	141,367	101	51,9220406	12,4052924
41	56,547	93,2	51,87208299	13,64024058	102	142,781	91,5	51,92302054	12,38471436
42	57,961	68,7	51,87294861	13,61967197	103	144,195	87,9	51,9239969	12,36413542
43	59,374	69	51,87381066	13,59910257	104	145,608	89,3	51,92496966	12,34355558
44	60,788	82,9	51,87466911	13,57853238	105	147,022	81,6	51,92593884	12,32297486
45	62,202	111	51,87552398	13,55796141	106	148,436	92,3	51,92690443	12,30239324
46	63,615	101,6	51,87637526	13,53738966	107	149,849	86,7	51,92786643	12,28181075
47	65,029	105,3	51,87722296	13,51681714	108	151,263	71,8	51,92882484	12,26122737
48	66,443	122,1	51,87806706	13,49624383	109	152,677	75,1	51,92977966	12,24064311
49	67,856	96,6	51,87890758	13,47566976	110	154,09	82,5	51,93073089	12,22005798
50	69,27	83,1	51,87974451	13,45509492	111	155,504	94,2	51,93167853	12,19947198
51	70,684	84,8	51,88057786	13,43451932	112	156,918	96,2	51,93262258	12,17888512
52	72,097	97,8	51,88140761	13,41394295	113	158,331	81,1	51,93356303	12,15829738
53	73,511	88,5	51,88223378	13,39336583	114	159,745	73,8	51,9344999	12,13770879
54	74,925	93,4	51,88305635	13,37278795	115	161,159	70,6	51,93543318	12,11711934
55	76,338	89,9	51,88387534	13,35220932	116	162,572	71,8	51,93636286	12,09652903
56	77,752	94,5	51,88469074	13,33162994	117	163,986	70,7	51,93728895	12,07593787
57	79,166	99,8	51,88550254	13,31104982	118	165,4	67,5	51,93821145	12,05534586
58	80,579	93,6	51,88631076	13,29046895	119	166,813	66,3	51,93913036	12,03475301
59	81,993	101	51,88711539	13,26988735	120	168,227	63,8	51,94004567	12,01415932
60	83,407	99,3	51,88791643	13,24930501	121	169,641	59,3	51,94095739	11,99356478
61	84,82	104,5	51,88871387	13,22872194	122	171,054	60,6	51,94186552	11,97296942

Anhang VIII: Routenverlauf Pipelines

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
123	172,468	61,3	51,94277005	11,95237322	189	265,77	111	51,99451162	10,59134695
124	173,882	50	51,943671	11,93177619	190	267,184	110,3	51,99517484	10,57070241
125	175,295	51	51,94456834	11,91117833	191	268,598	121,6	51,99583445	10,55005726
126	176,709	49,8	51,94546209	11,89057965	192	270,011	126,9	51,996449045	10,52941151
127	178,123	50,2	51,94635225	11,86998015	193	271,425	123,6	51,99644495	10,5087551
128	179,536	50	51,94723881	11,84937984	194	272,839	156,7	51,99601802	10,48809348
129	180,95	51,2	51,94812178	11,82877871	195	274,252	147,3	51,99558747	10,46743225
130	182,364	52,6	51,94900115	11,80817678	196	275,666	161,7	51,99515331	10,44677141
131	183,777	52,2	51,94987693	11,78757404	197	277,08	248	51,99471553	10,42611098
132	185,191	52,7	51,95074911	11,76697049	198	278,493	185,1	51,99427414	10,40545096
133	186,605	55,5	51,95161769	11,74636615	199	279,907	167	51,99382913	10,38479135
134	188,018	70,9	51,95248268	11,725761	200	281,321	157,8	51,99338051	10,36413214
135	189,432	66,2	51,95334407	11,70515507	201	282,734	176,3	51,99292827	10,34347336
136	190,846	72,6	51,95420187	11,68454834	202	284,148	239,1	51,99247242	10,32281499
137	192,259	83,6	51,95505606	11,66394083	203	285,562	238	51,99201296	10,30215704
138	193,673	97,4	51,95590666	11,64333254	204	286,975	185,8	51,99154989	10,28149952
139	195,087	109,1	51,95675366	11,62272346	205	288,389	159,1	51,9910832	10,26084243
140	196,5	104,8	51,95759707	11,60211361	206	289,803	191,2	51,99061289	10,24018578
141	197,914	98,5	51,95843687	11,58150298	207	291,216	180,3	51,99013898	10,21952955
142	199,328	96,4	51,95927308	11,56089159	208	292,63	240,7	51,98966145	10,19887377
143	200,741	89,2	51,96010569	11,54027942	209	294,044	163,9	51,9891803	10,17821843
144	202,155	96,6	51,9609347	11,51966649	210	295,457	140,9	51,98869555	10,15756353
145	203,569	88,8	51,96176011	11,4990528	211	296,871	137,8	51,98820718	10,13690908
146	204,982	81	51,96258192	11,47843836	212	298,285	124,7	51,9877152	10,11625509
147	206,396	79,6	51,96340014	11,45782316	213	299,698	189,5	51,98721961	10,09560155
148	207,81	70,5	51,96421475	11,4372072	214	301,112	270,5	51,9867204	10,07494847
149	209,223	70,5	51,96502576	11,41659051	215	302,526	282,5	51,98621759	10,05429585
150	210,637	69,8	51,96583317	11,39597306	216	303,939	174,9	51,98571116	10,03364369
151	212,051	74,6	51,96663698	11,37535488	217	305,353	207,5	51,98520112	10,01299201
152	213,464	84,3	51,96743719	11,35473595	218	306,767	279,6	51,98468746	9,992340794
153	214,878	96,1	51,9682338	11,33411629	219	308,18	176,7	51,9841702	9,971690056
154	216,292	82,2	51,96902681	11,31349591	220	309,594	192,6	51,98364932	9,951039797
155	217,705	89,2	51,96981622	11,29287479	221	311,008	252,8	51,98312484	9,93039002
156	219,119	92,7	51,97060203	11,27225295	222	312,421	275	51,98259674	9,909740728
157	220,533	92,9	51,97138423	11,25163038	223	313,835	285,4	51,98206503	9,889091925
158	221,946	92,5	51,97216283	11,2310071	224	315,249	236,6	51,98152971	9,868443613
159	223,36	89,5	51,97293783	11,2103831	225	316,663	135,9	51,98099078	9,847795797
160	224,774	86,5	51,97370923	11,18975839	226	318,076	93,4	51,98044824	9,827148479
161	226,188	81,6	51,97447702	11,16913298	227	319,49	128,4	51,97990209	9,806501663
162	227,601	92,5	51,97524121	11,14850685	228	320,904	161,6	51,97935233	9,785855352
163	229,015	127,8	51,9760018	11,12788003	229	322,317	243,9	51,97879896	9,76520955
164	230,429	170,3	51,97675878	11,10725251	230	323,731	169,8	51,97824197	9,744564259
165	231,842	179,5	51,97751216	11,08662429	231	325,145	208,2	51,97768138	9,723919483
166	233,256	173,6	51,97826194	11,06599538	232	326,558	223,1	51,97711718	9,703275226
167	234,67	153,5	51,97900811	11,04536578	233	327,972	239,4	51,97654937	9,68263149
168	236,083	145,4	51,97975068	11,02473549	234	329,386	212,8	51,97597796	9,661988279
169	237,497	139,6	51,98048964	11,00410452	235	330,799	369,7	51,97540293	9,641345596
170	238,911	131,7	51,981225	10,98347288	236	332,213	187,4	51,97482429	9,620703445
171	240,324	135,4	51,98195675	10,96284055	237	333,627	134,1	51,97424205	9,600061829
172	241,738	139	51,9826849	10,94220756	238	335,04	133,7	51,97365619	9,57942075
173	243,152	152,2	51,98340944	10,9215739	239	336,454	114,1	51,97306673	9,558780214
174	244,565	154,5	51,98413038	10,90093957	240	337,868	253	51,97247366	9,538140221
175	245,979	169,9	51,98484771	10,88030457	241	339,281	89,4	51,97187698	9,517500777
176	247,393	233,2	51,98556144	10,85966892	242	340,695	208,8	51,9712767	9,496861885
177	248,806	214,2	51,98627155	10,83903261	243	342,109	219,2	51,97067281	9,476223547
178	250,22	143,3	51,98697807	10,81839565	244	343,522	194,4	51,9700653	9,455585766
179	251,634	126	51,98768097	10,79775804	245	344,936	188,3	51,9694542	9,434948547
180	253,047	131	51,98838027	10,77711979	246	346,35	247,2	51,96883948	9,414311893
181	254,461	213,2	51,98907596	10,75648089	247	347,763	261,6	51,96822116	9,393675806
182	255,875	219,9	51,98976805	10,73584135	248	349,177	308,1	51,96759923	9,37304029
183	257,288	185,9	51,99045653	10,71520117	249	350,591	338,8	51,9669737	9,352405349
184	258,702	164,8	51,99114139	10,69456037	250	352,004	331,3	51,96634455	9,331770986
185	260,116	117,5	51,99182266	10,67391893	251	353,418	269,5	51,96571181	9,311137203
186	261,529	97,8	51,99250031	10,65327686	252	354,832	348,6	51,96507545	9,290504005
187	262,943	99,6	51,99317436	10,63263418	253	356,245	235,7	51,96443549	9,269871394
188	264,357	131	51,99384479	10,61199087	254	357,659	102,7	51,96379193	9,249239374

Anhang VIII Routenverlauf Pipelines

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
255	359,073	199,1	51,96314476	9,228607948	321	453,789	59,9	51,8978316	7,849677111
256	360,486	211,3	51,96249398	9,207977119	322	455,202	57,9	51,89661445	7,829143961
257	363,314	329,7	51,96118161	9,166717268	323	456,616	59	51,89539373	7,808611925
258	364,727	308,6	51,96052002	9,146088251	324	458,03	79,8	51,89416943	7,788081007
259	366,141	231,6	51,95985483	9,125459845	325	459,443	56,3	51,89294156	7,767551209
260	367,555	201,9	51,95918603	9,104832053	326	460,857	59,4	51,89171011	7,747022534
261	368,968	218,1	51,95851363	9,084204878	327	462,271	54,4	51,8904751	7,726494986
262	370,382	264,4	51,95783762	9,063578324	328	463,684	54,6	51,88923651	7,705968568
263	371,796	171,6	51,95715801	9,042952393	329	465,098	70	51,88799436	7,685443283
264	373,209	157,6	51,95647479	9,022327089	330	466,512	65,9	51,88674863	7,664919134
265	374,623	196,3	51,95578797	9,001702415	331	467,925	61,5	51,88549933	7,644396124
266	376,037	191,7	51,95509755	8,981078375	332	469,339	55,3	51,88424647	7,623874256
267	377,45	155,1	51,95440353	8,960454971	333	470,753	61,3	51,88299003	7,603353535
268	378,864	167,9	51,9537059	8,939832208	334	472,166	59,1	51,88173003	7,582833962
269	380,278	229,3	51,95300467	8,919210088	335	473,58	58,3	51,88046645	7,56231554
270	381,691	176,9	51,95229984	8,898588615	336	474,994	61,9	51,87919931	7,541798274
271	383,105	148,2	51,95159141	8,877967792	337	476,407	61,5	51,8779286	7,521282166
272	384,519	128,8	51,95087937	8,857347621	338	477,821	65,1	51,87665432	7,500767219
273	385,932	122,4	51,95016373	8,836728108	339	479,235	65,6	51,87537648	7,480253436
274	387,346	126,9	51,9494445	8,816109254	340	480,648	63,5	51,87409506	7,459740821
275	388,76	134,1	51,94872166	8,795491063	341	482,062	62,9	51,87281009	7,439229377
276	390,173	139	51,94799521	8,774873538	342	483,476	63,1	51,87152154	7,418719107
277	391,587	164,1	51,94726517	8,754256683	343	484,889	61,4	51,87022943	7,398210013
278	393,001	205,7	51,94653153	8,733640501	344	486,303	65	51,86893376	7,377702099
279	394,414	253,6	51,94572116	8,713033424	345	487,717	63,1	51,86763452	7,357195369
280	395,828	274,9	51,94465438	8,692456349	346	489,13	64	51,86633171	7,336689825
281	397,242	207,5	51,943584	8,671880255	347	490,544	70	51,86502534	7,31618547
282	398,655	176,1	51,94251004	8,651305144	348	491,958	79,7	51,86371541	7,295682308
283	400,069	157,1	51,9414325	8,630731021	349	493,371	89,3	51,86240191	7,275180342
284	401,483	158,3	51,94035137	8,610157887	350	494,785	88,3	51,86108485	7,254679575
285	402,896	139,3	51,93926665	8,589585747	351	496,199	86,5	51,85976423	7,234180009
286	404,31	127	51,93817835	8,569014603	352	497,613	61,7	51,85844004	7,213681648
287	405,724	113,2	51,93708646	8,548444458	353	499,026	71,9	51,85711123	7,193184496
288	407,138	107,6	51,93599099	8,527875317	354	500,44	57	51,85578099	7,172688555
289	408,551	113,3	51,93489194	8,507307182	355	501,854	56,6	51,85444612	7,152193828
290	409,965	101,2	51,9337893	8,486740055	356	503,267	68,9	51,85236194	7,131864537
291	411,379	92,7	51,93268308	8,466173942	357	504,681	58	51,85027083	7,111537887
292	412,792	90,8	51,93157327	8,445608844	358	506,095	58,5	51,84817621	7,091213127
293	414,206	85,9	51,93045988	8,425044764	359	507,508	68,7	51,84607809	7,070890261
294	415,62	82,2	51,92934291	8,404481707	360	508,922	91,7	51,84397647	7,050569291
295	417,033	80,3	51,92822235	8,383919675	361	510,336	114,1	51,84187135	7,030250219
296	418,447	76,4	51,92709822	8,363358671	362	511,749	90,8	51,83976273	7,009933049
297	419,861	73,3	51,9259705	8,342798699	363	513,163	96,6	51,83765061	6,989617784
298	421,274	78,6	51,9248392	8,322239762	364	514,577	102,8	51,83553499	6,969304427
299	422,688	67,8	51,92370432	8,301681862	365	515,99	80,2	51,83341587	6,948992979
300	424,102	67,2	51,92256586	8,281125004	366	517,404	68,7	51,83129326	6,928683445
301	425,515	67,6	51,92142382	8,26056919	367	518,818	56,9	51,82916714	6,908375826
302	426,929	66,8	51,92027819	8,240014423	368	520,231	54,8	51,82703753	6,888070126
303	428,343	68,6	51,91912899	8,219460708	369	521,645	50,3	51,82490443	6,867766348
304	429,756	68	51,91797621	8,198908046	370	523,059	49,5	51,82276783	6,847464494
305	431,17	64,5	51,91681985	8,178356441	371	524,472	49,8	51,82062773	6,827164568
306	432,584	65,5	51,91565991	8,157805896	372	525,886	50,6	51,81848414	6,806866571
307	433,997	64,7	51,91449639	8,137256415	373	527,3	45,4	51,81633705	6,786570507
308	435,411	63,4	51,9133293	8,116708	374	528,713	42,6	51,81418647	6,766276379
309	436,825	64,5	51,91215862	8,096160656	375	530,127	44	51,8120324	6,745984189
310	438,238	65,2	51,91098437	8,075614384	376	531,541	37,1	51,80987484	6,72569394
311	439,652	63	51,90980655	8,055069188	377	532,954	35,2	51,80771379	6,705405636
312	441,066	63,1	51,90862514	8,034525071	378	534,368	33,7	51,80554924	6,685119278
313	442,479	65,5	51,90744016	8,013982037	379	535,782	42,2	51,80338121	6,66483487
314	443,893	64,3	51,9062516	7,993440088	380	537,195	48,7	51,80120968	6,644552415
315	445,307	61,8	51,90505947	7,972899229	381	538,609	44	51,79903467	6,624271915
316	446,72	65	51,90386376	7,952359461	382	540,023	21,1	51,79685617	6,603993373
317	448,134	69,1	51,90266448	7,931820788	383	541,436	19,8	51,79467418	6,583716792
318	449,548	63,3	51,90146162	7,911283213	384	542,85	17,3	51,7924887	6,563442174
319	450,961	62,9	51,90025519	7,89074674	385	544,264	17,5	51,79029974	6,543169523
320	452,375	62,3	51,89904518	7,870211372	386	545,677	17	51,78810729	6,522898841

Anhang VIII: Routenverlauf Pipelines

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
387	547,091	26,6	51,78591136	6,502630131	450	636,152	5,7	51,8074406	5,239860342
388	548,505	18,9	51,78371194	6,482363396	451	637,566	2,1	51,81078055	5,219994378
389	549,918	19,9	51,78150903	6,462098639	452	638,98	4,3	51,81411716	5,200125471
390	551,332	16,6	51,77930265	6,441835861	453	640,393	2	51,81745041	5,180253623
391	552,746	18	51,77709278	6,421575067	454	641,807	1	51,82078031	5,160378837
392	554,159	16,3	51,77487943	6,401316259	455	643,221	1,6	51,82410687	5,140501113
393	555,573	14,7	51,7726626	6,38105944	456	644,634	0,8	51,82743007	5,120620456
394	556,987	16	51,77044228	6,360804612	457	646,048	0,9	51,83074992	5,100736866
395	558,4	12,7	51,76821849	6,340551779	458	647,462	-1,4	51,83406642	5,080850346
396	559,814	15,3	51,76599121	6,320300942	459	648,875	-0,1	51,83737957	5,060960898
397	561,228	14	51,76376046	6,300052105	460	650,289	-0,7	51,84068936	5,041068524
398	562,641	14,4	51,76152623	6,279805271	461	651,703	-0,2	51,84399579	5,021173227
399	564,055	15,9	51,75928852	6,259560442	462	653,116	0,1	51,84729887	5,001275008
400	565,469	20	51,75704733	6,239317621	463	654,53	0,3	51,85059859	4,981373871
401	566,882	38,4	51,75480267	6,21907681	464	655,944	-2	51,85389495	4,961469816
402	568,296	38,7	51,75255453	6,198838014	465	657,357	-3,1	51,85718795	4,941562846
403	569,71	27	51,75030292	6,178601233	466	658,771	-2,1	51,86047759	4,921652964
404	571,123	39,9	51,74804783	6,158366472	467	660,185	-2	51,86376388	4,901740172
405	572,537	38,1	51,74578927	6,138133733	468	661,598	-2,8	51,86704679	4,881824472
406	573,951	47,2	51,74352723	6,117903018	469	663,012	-1,7	51,87032635	4,861905865
407	575,364	49,1	51,74126172	6,09767433	470	664,426	-2,8	51,87360254	4,841984355
408	576,778	45	51,73899274	6,077447672	471	665,839	-1,9	51,87687537	4,822059943
409	578,192	36,7	51,73672029	6,057223048	472	667,253	-2,6	51,88014483	4,802132632
410	579,605	41,7	51,73444436	6,037000458	473	668,667	-2,2	51,88341093	4,782202424
411	581,019	30,9	51,73216497	6,016779907	474	670,08	-2,3	51,88667366	4,762269321
412	582,433	11,2	51,72988211	5,996561397	475	671,494	-2,1	51,88993302	4,742333326
413	583,846	11,6	51,72759577	5,976344931	476	672,908	-2,4	51,89270425	4,722488937
414	585,26	14	51,72530597	5,956130511	477	674,321	-3	51,88662284	4,70437086
415	586,674	11,5	51,7230127	5,93591814	478	675,735	-2,8	51,88053865	4,686257687
416	588,088	8,1	51,72071597	5,915707821	479	677,149	-2,3	51,87445168	4,668149416
417	589,501	10,6	51,71841577	5,895499557	480	678,563	-0,4	51,86836193	4,650046048
418	590,915	14,6	51,7161121	5,87529335	481	679,976	-2	51,8622694	4,631947583
419	592,329	10	51,71380496	5,855089203	482	681,39	-1	51,8561741	4,613854021
420	593,742	9,1	51,71149437	5,834887119	483	682,804	0,2	51,85007602	4,595765361
421	595,156	12,4	51,7091803	5,8146871	484	684,217	-2,7	51,84397517	4,577681603
422	596,57	8,2	51,71256649	5,794903726	485	685,631	0,8	51,83787154	4,559602747
423	597,983	9,6	51,71599981	5,775121036	486	687,045	0,7	51,83176515	4,541528793
424	599,397	10,6	51,71942981	5,755335344	487	688,458	5,8	51,82565599	4,523459741
425	600,811	10,7	51,72285648	5,735546652	488	689,872	-2	51,81954405	4,505395591
426	602,224	13,3	51,72627983	5,715754961	489	691,286	-1,3	51,81342936	4,487336342
427	603,638	21,2	51,72969985	5,695960273	490	692,699	-2,1	51,80731189	4,469281994
428	605,052	21	51,73311655	5,676162592	491	694,113	-1,7	51,80119167	4,451232547
429	606,465	21,7	51,73652992	5,656361918	492	695,527	-2,9	51,79506868	4,433188
430	607,879	13,5	51,73993997	5,636558255	493	696,94	-1,1	51,79814123	4,416557555
431	609,293	13,6	51,74334668	5,616751604	494	698,354	-1,8	51,80625382	4,400695767
432	610,706	13,3	51,74675007	5,596941966	495	699,768	-2	51,81436426	4,38482827
433	612,12	15,4	51,75015012	5,577129345	496	701,181	-2,3	51,82247258	4,36895506
434	613,534	12,5	51,75354684	5,557313743	497	702,595	-3,5	51,83057875	4,353076137
435	614,947	10,7	51,75694023	5,537495161	498	704,009	-1,7	51,83868279	4,337191497
436	616,361	6,7	51,76033029	5,517673602	499	705,422	-1,7	51,84678469	4,321301139
437	617,775	6,7	51,76371701	5,497849067	500	706,836	0,2	51,85488444	4,305405061
438	619,188	1,3	51,7671004	5,47802156	501	708,25	1,5	51,86298205	4,289503259
439	620,602	3	51,77048046	5,458191081	502	709,663	2	51,87107752	4,273595733
440	622,016	3	51,77385717	5,438357634	503	711,077	4,6	51,87917084	4,257682479
441	623,429	2	51,77723055	5,418521219	504	712,491	4,4	51,88726202	4,241763495
442	624,843	2,5	51,78060059	5,398681841	505	713,904	1,4	51,89535104	4,22583878
443	626,257	3	51,78396729	5,378839499	506	715,318	3,4	51,90343792	4,209908331
444	627,67	4,2	51,78733065	5,358994198	507	716,732	3,2	51,91152264	4,193972146
445	629,084	3,8	51,79069066	5,339145938	508	718,145	1,6	51,91960522	4,178030223
446	630,498	2,3	51,79404734	5,319294722	509	719,559	0,6	51,92768563	4,162082559
447	631,911	2,4	51,79740067	5,299440553	510	720,973	2,4	51,9357639	4,146129152
448	633,325	3	51,80075066	5,279583431	511	722,386	4,4	51,94384	4,13017
449	634,739	3,7	51,8040973	5,25972336					

Tab. A VIII.2 Route Jänschwalde-Rotterdam [204], [205], [206]

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
1	0	75,1	51,83344	14,4611	63	108,924	45	52,11460242	12,93637646
2	1,757	61,4	51,83813053	14,43666067	64	110,681	47,2	52,11897533	12,91162862
3	3,514	58	51,84281599	14,41221624	65	112,438	50,8	52,12334305	12,88687593
4	5,271	58,5	51,84749639	14,38776673	66	114,194	52	52,12770559	12,8621184
5	7,027	57	51,85217172	14,36331214	67	115,951	46,1	52,13206294	12,83735601
6	8,784	56,4	51,85684197	14,33885247	68	117,708	58,3	52,13641511	12,81258879
7	10,541	56,2	51,86150716	14,31438773	69	119,465	60,9	52,14076209	12,78781673
8	12,298	59,8	51,86616726	14,28991791	70	121,222	70,7	52,14510388	12,76303983
9	14,055	69,2	51,87082229	14,26544302	71	122,979	63,1	52,15146571	12,7396534
10	15,812	69,4	51,87547225	14,24096307	72	124,735	61,9	52,15935201	12,71731305
11	17,568	70,9	51,88011712	14,21647806	73	126,492	65,1	52,16723408	12,69496479
12	19,325	69,3	51,88475691	14,191988	74	128,249	53,1	52,17511193	12,67260861
13	21,082	55,5	51,88939161	14,16749287	75	130,006	53,3	52,18298555	12,65024451
14	22,839	52,7	51,89402123	14,1429927	76	131,763	48,8	52,19085495	12,62787249
15	24,596	51,9	51,89864576	14,11848749	77	133,52	55,5	52,19872011	12,60549255
16	26,353	50	51,9032652	14,09397723	78	135,276	109,9	52,20658103	12,58310469
17	28,109	50,2	51,90787954	14,06946193	79	137,033	96,9	52,21443772	12,56070891
18	29,866	49,2	51,91248879	14,04494159	80	138,79	89,9	52,22229017	12,53830521
19	31,623	50,8	51,91709295	14,02041623	81	140,547	91	52,23013837	12,51589359
20	33,38	48,1	51,92169201	13,99588583	82	142,304	70,4	52,23798233	12,49347404
21	35,137	48	51,92628597	13,97135042	83	144,061	76,9	52,24582204	12,47104657
22	36,894	48,5	51,93087483	13,94680998	84	145,817	75,8	52,2536575	12,44861118
23	38,65	49,5	51,93545858	13,92226453	85	147,574	70,9	52,2614887	12,42616786
24	40,407	51	51,94003723	13,89771406	86	149,331	59,9	52,26931565	12,40371661
25	42,164	53,5	51,94461077	13,87315858	87	151,088	46,9	52,27713834	12,38125744
26	43,921	54	51,94917921	13,8485981	88	152,845	46,3	52,28495676	12,35879034
27	45,678	53,6	51,95374253	13,82403262	89	154,602	49,7	52,29277092	12,33631531
28	47,435	51,6	51,95830074	13,79946214	90	156,358	38,5	52,30058082	12,31383235
29	49,191	51	51,96285383	13,77488666	91	158,115	35,1	52,30838644	12,29134146
30	50,948	52,3	51,96740181	13,7503062	92	159,872	33,7	52,31618779	12,26884265
31	52,705	51	51,97194467	13,72572075	93	161,629	33,5	52,32398487	12,2463359
32	54,462	55	51,9764824	13,70113031	94	163,386	33,5	52,33177766	12,22382122
33	56,219	57,8	51,98101502	13,6765349	95	165,143	34,8	52,33956618	12,2012986
34	57,976	57,2	51,98554251	13,65193451	96	166,899	33,1	52,34735041	12,17876806
35	59,732	61,6	51,99006488	13,62732915	97	168,656	45,9	52,35513036	12,15622958
36	61,489	55,2	51,99458212	13,60271882	98	170,413	48,3	52,36290601	12,13368316
37	63,246	58	51,99909423	13,57810353	99	172,17	39,7	52,37076738	12,11112881
38	65,003	73,7	52,0036012	13,55348328	100	173,927	35,7	52,37844445	12,08856653
39	66,76	112,9	52,00810305	13,52885808	101	175,684	36,8	52,38620722	12,06599631
40	68,517	107,3	52,01259975	13,50422792	102	177,44	33,8	52,39396569	12,04341815
41	70,273	125,2	52,01709133	13,47959281	103	179,197	35,9	52,40171986	12,02083205
42	72,03	117,2	52,02157776	13,45495276	104	180,954	34,8	52,40946973	11,99823802
43	73,787	77,5	52,02605905	13,43030777	105	182,711	30,7	52,41721528	11,97563605
44	75,544	63,8	52,0305352	13,40565784	106	184,468	46,6	52,42495653	11,95302613
45	77,301	62,6	52,0350062	13,38100298	107	186,225	45,2	52,43269346	11,93040828
46	79,058	61,9	52,03947206	13,35634319	108	187,981	51,4	52,44042607	11,90778249
47	80,814	55,4	52,04393277	13,33167847	109	189,738	47	52,44815437	11,88514876
48	82,571	66,8	52,04838833	13,30700884	110	191,495	43,7	52,45587834	11,86250708
49	84,328	53,4	52,05283873	13,28233428	111	193,252	43,3	52,46359799	11,83985747
50	86,085	64,2	52,05728398	13,25765482	112	195,009	42,4	52,47131331	11,81719991
51	87,842	52,4	52,06172408	13,23297044	113	196,766	33,4	52,47902431	11,7945344
52	89,599	58,2	52,06615902	13,20828116	114	198,522	58,7	52,48673097	11,77186096
53	91,355	59,9	52,0705888	13,18358698	115	200,279	39,6	52,49443329	11,74917957
54	93,112	54,4	52,07501342	13,1588879	116	202,036	40,4	52,50213127	11,72649023
55	94,869	56,3	52,07943287	13,13418393	117	203,793	46,3	52,50982492	11,70379295
56	96,626	52,9	52,08384716	13,10947506	118	205,55	62,4	52,51751422	11,68108772
57	98,383	53,7	52,08825629	13,08476132	119	207,307	60,9	52,52519918	11,65837455
58	100,14	56,5	52,09266024	13,06004269	120	209,063	63,8	52,53287978	11,63565343
59	101,896	49	52,09705903	13,03531918	121	210,82	56,8	52,54055604	11,61292436
60	103,653	47,8	52,10145264	13,0105908	122	212,577	103,3	52,54822794	11,59018734
61	105,41	46	52,10584108	12,98585755	123	214,334	101,4	52,55589548	11,56744238
62	107,167	45,8	52,11022434	12,96111943	124	216,091	77,9	52,56355866	11,54468947

Anhang VIII: Routenverlauf Pipelines

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
125	217,848	75,9	52,57121748	11,52192861	191	333,799	73,4	53,09368362	10,03347075
126	219,604	59,3	52,57887193	11,4991598	192	335,556	92,3	53,10436695	10,01405381
127	221,361	43,5	52,58652202	11,47638303	193	337,313	81,6	53,11504712	9,994627229
128	223,118	40,4	52,59416774	11,45359832	194	339,069	94,3	53,12572412	9,975190995
129	224,875	31,3	52,60180908	11,43080566	195	340,826	100,4	53,13639795	9,955745103
130	226,632	30	52,60944604	11,40800505	196	342,583	121	53,14706862	9,936289547
131	228,389	28	52,61707863	11,38519648	197	344,34	119,7	53,15773612	9,916824322
132	230,146	38,3	52,62470683	11,36237996	198	346,097	114,1	53,16840044	9,897349423
133	231,902	35,5	52,63233065	11,33955549	199	347,854	86,4	53,17906158	9,877864842
134	233,659	71,6	52,63995008	11,31672307	200	349,61	69,6	53,18971954	9,858370575
135	235,416	64,5	52,64756513	11,29388269	201	351,367	70	53,20037432	9,838866617
136	237,173	52,6	52,65517578	11,27103436	202	353,124	62,2	53,21102591	9,81935296
137	238,93	61,2	52,66278203	11,24817807	203	354,881	68	53,22167431	9,799829601
138	240,687	54,2	52,67038388	11,22531384	204	356,638	57,7	53,23231952	9,780296532
139	242,443	35,7	52,67798134	11,20244164	205	358,395	69,2	53,24296154	9,760753748
140	244,2	53,5	52,68557439	11,17956149	206	360,151	61,3	53,25360036	9,741201245
141	245,957	63,1	52,69316303	11,15667339	207	361,908	60,6	53,26423598	9,721639015
142	247,714	52	52,70074727	11,13377733	208	363,665	60,5	53,27486839	9,702067053
143	249,471	40,4	52,70832709	11,11087331	209	365,422	48,2	53,2854976	9,682485355
144	251,228	30,9	52,7159025	11,08796134	210	367,179	35,3	53,29612361	9,662893913
145	252,984	38,8	52,72347349	11,06504141	211	368,936	42,8	53,30674639	9,643292722
146	254,741	58,6	52,73104006	11,04211352	212	370,692	39	53,31736597	9,623681777
147	256,498	57,7	52,73860221	11,01917768	213	372,449	33	53,32798233	9,604061072
148	258,255	93,7	52,74615993	10,99623387	214	374,206	33,2	53,33859546	9,584430601
149	260,012	53,4	52,75371322	10,97328211	215	375,963	38,2	53,34920538	9,564790358
150	261,769	44,4	52,76126208	10,9503224	216	377,72	35	53,35981207	9,545140339
151	263,525	46,4	52,76880651	10,92735472	217	379,477	34,8	53,37041553	9,525480536
152	265,282	63,9	52,7763465	10,90437908	218	381,233	38	53,38101576	9,505810945
153	267,039	66,1	52,78388205	10,88139549	219	382,99	41,5	53,39161275	9,48613156
154	268,796	52,6	52,79141316	10,85840394	220	384,747	37,5	53,40220651	9,466442376
155	270,553	69,5	52,79893983	10,83540442	221	386,504	26	53,41279702	9,446743386
156	272,31	120,1	52,80646204	10,81239695	222	388,261	20,2	53,4233843	9,427034584
157	274,066	81,1	52,81397981	10,78938152	223	390,018	28,6	53,43396832	9,407315966
158	275,823	65,7	52,82149312	10,76635813	224	391,774	31	53,4445491	9,387587525
159	277,58	70,3	52,82900198	10,74332678	225	393,531	20,3	53,45512663	9,367849257
160	279,337	56,4	52,83650638	10,72028746	226	395,288	25,4	53,4657009	9,348101154
161	281,094	63,5	52,84400631	10,69724019	227	397,045	25,9	53,47627192	9,328343212
162	282,851	59,5	52,85150179	10,67418495	228	398,802	14,8	53,48683967	9,308575425
163	284,607	86,9	52,85899279	10,65112176	229	400,559	17,5	53,49740416	9,288797787
164	286,364	122,9	52,86647933	10,6280506	230	402,315	13,6	53,50796539	9,269010292
165	288,121	91,6	52,87396139	10,60497149	231	404,072	14,5	53,51852335	9,249212936
166	289,878	58,8	52,88143898	10,58188441	232	405,829	14,9	53,52907803	9,229405711
167	291,635	51	52,88891209	10,55878937	233	407,586	15,4	53,53962944	9,209588613
168	293,392	60,4	52,89638072	10,53568636	234	409,343	6,4	53,55017757	9,189761636
169	295,148	69,1	52,90384486	10,5125754	235	411,1	-1,8	53,56072243	9,169924775
170	296,905	49,6	52,91130452	10,48945647	236	412,856	-2,7	53,571264	9,150078022
171	298,662	65	52,91875969	10,46632958	237	414,613	-2,2	53,58180228	9,130221374
172	300,419	58,8	52,92621037	10,44319473	238	416,37	6,1	53,59233727	9,110354824
173	302,176	66,9	52,93365655	10,42005192	239	418,127	38,2	53,60286897	9,090478367
174	303,933	68,6	52,94109824	10,39690114	240	419,884	26,7	53,61339738	9,070591996
175	305,689	68,4	52,94853543	10,37374241	241	421,641	18,6	53,62392249	9,050695707
176	307,446	70,9	52,95596811	10,35057571	242	423,397	16,5	53,63444429	9,030789493
177	309,203	61,2	52,96339629	10,32740104	243	425,154	2,2	53,6449628	9,01087335
178	310,96	66,8	52,97081996	10,30421842	244	426,911	-0,1	53,65547799	8,99094727
179	312,717	98,7	52,97823911	10,28102783	245	428,668	9,2	53,66598988	8,97101125
180	314,474	97,4	52,98565376	10,25782928	246	430,425	0,5	53,67649846	8,951065282
181	316,23	99,6	52,99306388	10,23462277	247	432,182	-3	53,68700372	8,931109362
182	317,987	95,6	53,00046949	10,21140829	248	433,938	-2,9	53,69750566	8,911143483
183	319,744	87,7	53,00810355	10,18845964	249	435,695	-3,5	53,70800428	8,891167641
184	321,501	92,8	53,01881206	10,16911967	250	437,452	-3,4	53,71849957	8,871181829
185	323,258	93,4	53,02951744	10,1497701	251	439,209	-2,6	53,72899154	8,851186041
186	325,015	88,5	53,04021967	10,13041093	252	440,966	-1,4	53,73948018	8,831180273
187	326,771	87,9	53,05091876	10,11104214	253	442,723	2,2	53,74996548	8,811164519
188	328,528	94,1	53,0616147	10,09166373	254	444,479	-3	53,76044745	8,791138772
189	330,285	102,9	53,0723075	10,0722757	255	446,236	-3,2	53,77092608	8,771103027
190	332,042	106,8	53,08299714	10,05287804	256	447,993	-2,6	53,78140137	8,751057279

Anhang VIII Routenverlauf Pipelines

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
257	449,75	-1,7	53,79187331	8,731001522	323	565,701	-27,6	54,51352389	7,443797058
258	451,507	-1,8	53,80234191	8,710935751	324	567,458	-25	54,52441382	7,424043123
259	453,264	-0,8	53,81280715	8,690859959	325	569,215	-25,9	54,53530052	7,40427865
260	455,021	3,2	53,82326904	8,670774141	326	570,972	-28,5	54,54618401	7,384503632
261	456,777	11,8	53,83372758	8,650678291	327	572,729	-28,3	54,55706426	7,364718063
262	458,534	6,2	53,84418275	8,630572404	328	574,485	-26,9	54,56794129	7,344921935
263	460,291	18,8	53,85463456	8,610456474	329	576,242	-26,2	54,57881508	7,325115243
264	462,048	0,1	53,86542476	8,590869142	330	577,999	-27	54,58968564	7,305297978
265	463,805	-0,8	53,87649946	8,571725043	331	579,756	-26,6	54,60055296	7,285470135
266	465,562	-1,7	53,88757112	8,552570802	332	581,513	-27,1	54,61141704	7,265631707
267	467,318	-0,9	53,89863972	8,533406412	333	583,27	-27,7	54,62227788	7,245782687
268	469,075	0	53,90970528	8,514231868	334	585,026	-27,9	54,63313546	7,225923068
269	470,832	1	53,92076777	8,495047163	335	586,783	-28	54,6439898	7,206052843
270	472,589	-0,2	53,93182721	8,475852289	336	588,54	-26,1	54,65484088	7,186172006
271	474,346	0	53,94288359	8,45664724	337	590,297	-25,8	54,6656887	7,166280551
272	476,103	0	53,9539369	8,437432009	338	592,054	-25,9	54,67653327	7,146378469
273	477,859	0	53,96498714	8,41820659	339	593,811	-27	54,68737457	7,126465755
274	479,616	-5,8	53,97603431	8,398970976	340	595,567	-28,8	54,6982126	7,106542402
275	481,373	-18,1	53,98707841	8,37972516	341	597,324	-28,5	54,70904737	7,086608403
276	483,13	-12,9	53,99811943	8,360469136	342	599,081	-27	54,71987886	7,066663751
277	484,887	-8,2	54,00915738	8,341202897	343	600,838	-31,3	54,73070708	7,04670844
278	486,644	-6,5	54,02019224	8,321926435	344	602,595	-33	54,74153202	7,026742462
279	488,4	-7,2	54,03122402	8,302639745	345	604,352	-32	54,75235368	7,006765812
280	490,157	-10,1	54,04225271	8,28334282	346	606,108	-32	54,76317206	6,986778482
281	491,914	-11,9	54,0532783	8,264035652	347	607,865	-32,6	54,77398714	6,966780466
282	493,671	-13,7	54,06430081	8,244718236	348	609,622	-32	54,78479894	6,946771756
283	495,428	-14,2	54,07532022	8,225390565	349	611,379	-32	54,79560744	6,926752346
284	497,185	-15,6	54,08633653	8,206052631	350	613,136	-32	54,80641265	6,906722223
285	498,941	-16,9	54,09734973	8,186704428	351	614,893	-32	54,81721456	6,8866814
286	500,698	-17,2	54,10835984	8,16734595	352	616,649	-32	54,82801316	6,866629851
287	502,455	-18	54,11936683	8,147977189	353	618,406	-33,3	54,83880846	6,846567574
288	504,212	-19	54,13037071	8,12859814	354	620,163	-35,1	54,84960045	6,826494564
289	505,969	-19,4	54,14137148	8,109208794	355	621,92	-35,8	54,86038912	6,806410813
290	507,726	-24,3	54,15236913	8,089809146	356	623,677	-36,8	54,87117448	6,786316315
291	509,482	-31,6	54,16336367	8,070399189	357	625,434	-38,2	54,88195653	6,766211063
292	511,239	-28,9	54,17435507	8,050978916	358	627,19	-40,1	54,89273525	6,746095051
293	512,996	-21,4	54,18534336	8,031548321	359	628,947	-39,9	54,90351064	6,725968271
294	514,753	-14,1	54,19632851	8,012107396	360	630,704	-39,8	54,91428271	6,705830717
295	516,51	-12,9	54,20731054	7,992656135	361	632,461	-39,9	54,92505145	6,685682383
296	518,267	-12,8	54,21828943	7,973194531	362	634,218	-40	54,93581686	6,66552326
297	520,023	-13,9	54,22926518	7,953722577	363	635,975	-40,6	54,94657892	6,645353344
298	521,78	-16,3	54,24023779	7,934240268	364	637,731	-40,5	54,95733765	6,625172626
299	523,537	-17,8	54,25120726	7,914747595	365	639,488	-41,4	54,96809303	6,6049811
300	525,294	-17,4	54,26217359	7,895244553	366	641,245	-42,3	54,97884507	6,58477876
301	527,051	-23,3	54,27313676	7,875731134	367	643,002	-43,1	54,98959376	6,564565599
302	528,808	-21,7	54,28409678	7,856207332	368	644,759	-42,4	55,00033909	6,544341609
303	530,564	-21,2	54,29505365	7,83667314	369	646,516	-42,7	55,01108107	6,524106785
304	532,321	-20,6	54,30600736	7,817128552	370	648,272	-44,1	55,02181969	6,503861119
305	534,078	-21	54,31695791	7,79757356	371	650,029	-44,5	55,03255495	6,483604604
306	535,835	-22,3	54,32790529	7,778008158	372	651,786	-44	55,04328684	6,463337235
307	537,592	-23,4	54,33884951	7,758432339	373	653,543	-44	55,05401537	6,443059004
308	539,349	-22,9	54,34979056	7,738846097	374	655,3	-45	55,06474052	6,422769905
309	541,105	-23	54,36072843	7,719249424	375	657,057	-44,9	55,0754623	6,40246993
310	542,862	-23,6	54,37166313	7,699642315	376	658,813	-44,2	55,0861807	6,382159073
311	544,619	-24,6	54,38259466	7,680024762	377	660,57	-44	55,09689572	6,361837327
312	546,376	-23,3	54,39352299	7,660396758	378	662,327	-44	55,10760736	6,341504686
313	548,133	-23,7	54,40444815	7,640758297	379	664,084	-44,1	55,1183156	6,321161143
314	549,89	-24,9	54,41537012	7,621109372	380	665,841	-45,1	55,12902046	6,300806691
315	551,646	-25,1	54,42628889	7,601449976	381	667,598	-46	55,13972193	6,280441323
316	553,403	-24,6	54,43720448	7,581780103	382	669,354	-46	55,15041999	6,260065032
317	555,16	-25	54,44811686	7,562099746	383	671,111	-46,1	55,16111466	6,239677813
318	556,917	-24,4	54,45902605	7,542408898	384	672,868	-46,9	55,17180592	6,219279657
319	558,674	-23,9	54,46993204	7,522707552	385	674,625	-46,6	55,18249378	6,198870559
320	560,431	-24,6	54,48083482	7,502995702	386	676,382	-46,1	55,19317823	6,178450512
321	562,188	-26,5	54,49173439	7,483273341	387	678,139	-46,9	55,20385926	6,158019508
322	563,944	-27,8	54,50263075	7,463540462	388	679,896	-47,4	55,21453688	6,137577542

Anhang VIII: Routenverlauf Pipelines

Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]	Pkt. [-]	Strecke [km]	Höhe [m]	L.-Grad N [DD.DD°]	B.-Grad O [DD.DD°]
389	681,652	-48,2	55,22521108	6,117124605	451	790,576	-40,9	55,88019899	4,827338931
390	683,409	-50,6	55,23588186	6,096660693	452	792,333	-41,5	55,89065122	4,806181373
391	685,166	-49,5	55,24654921	6,076185798	453	794,09	-42,1	55,90109983	4,785012416
392	686,923	-47,1	55,25721314	6,055699912	454	795,847	-42,2	55,9115448	4,763832054
393	688,68	-47,5	55,26787363	6,03520303	455	797,604	-42,9	55,92198613	4,74264028
394	690,437	-47	55,27853069	6,014695145	456	799,36	-43,5	55,93242383	4,721437087
395	692,193	-47	55,28918431	5,99417625	457	801,117	-44,5	55,94285788	4,70022247
396	693,95	-46,6	55,29983448	5,973646339	458	802,874	-45	55,95328829	4,67899642
397	695,707	-47,1	55,31048121	5,953105403	459	804,631	-46,1	55,96371504	4,657758932
398	697,464	-47,1	55,3211245	5,932553438	460	806,388	-45,9	55,97413814	4,636509999
399	699,221	-47	55,33176433	5,911990436	461	808,145	-46,6	55,98455759	4,615249615
400	700,978	-47	55,34240071	5,89141639	462	809,901	-47,9	55,99497338	4,593977771
401	702,734	-48,8	55,35303363	5,870831294	463	811,658	-48,4	56,0053855	4,572694463
402	704,491	-50,1	55,36366309	5,85023514	464	813,415	-49,8	56,01579395	4,551399683
403	706,248	-49,6	55,37428909	5,829627923	465	815,172	-51	56,02619874	4,530093425
404	708,005	-49,7	55,38491161	5,809009636	466	816,929	-50,9	56,03659985	4,508775682
405	709,762	-50	55,39553067	5,788380271	467	818,686	-50,9	56,04699729	4,487446447
406	711,519	-50,2	55,40614626	5,767739822	468	820,442	-51,6	56,05739104	4,466105714
407	713,275	-50,3	55,41675836	5,747088282	469	822,199	-53,1	56,06778111	4,444753476
408	715,032	-51,5	55,42736699	5,726425645	470	823,956	-55,8	56,07816749	4,423389727
409	716,789	-51,7	55,43797213	5,705751904	471	825,713	-55,4	56,08855018	4,40201446
410	718,546	-52,8	55,44857379	5,685067052	472	827,47	-57,3	56,09892918	4,380627668
411	720,303	-51,7	55,45917196	5,664371083	473	829,227	-57,8	56,10930448	4,359229344
412	722,06	-49,1	55,46976663	5,643663989	474	830,983	-59,7	56,11967608	4,337819483
413	723,816	-51,7	55,4803578	5,622945764	475	832,74	-61,2	56,13004397	4,316398077
414	725,573	-52,6	55,49094548	5,602216402	476	834,497	-62,2	56,14040816	4,294965112
415	727,33	-51,3	55,50152965	5,581475895	477	836,254	-62,9	56,15076864	4,273520605
416	729,087	-50,7	55,51211032	5,560724237	478	838,011	-63,4	56,1611254	4,252064526
417	730,844	-50	55,52268748	5,539961421	479	839,768	-64,1	56,17147844	4,230596875
418	732,601	-49,9	55,53326112	5,519187441	480	841,524	-65,7	56,18182776	4,209117648
419	734,357	-49,1	55,54383125	5,498402289	481	843,281	-66,5	56,19217335	4,187626836
420	736,114	-49	55,55439786	5,477605959	482	845,038	-66,9	56,20251522	4,166124433
421	737,871	-50,6	55,56496094	5,456798445	483	846,795	-70,8	56,21285335	4,144610432
422	739,628	-51,1	55,5755205	5,435979739	484	848,552	-72	56,22318775	4,123084828
423	741,385	-52,2	55,58607653	5,415149836	485	850,309	-72,3	56,23351841	4,101547613
424	743,142	-53,1	55,59662903	5,394308727	486	852,065	-70,2	56,24384532	4,079998781
425	744,898	-53,6	55,60717799	5,373456407	487	853,822	-68,5	56,25416849	4,058438326
426	746,655	-52	55,61772341	5,352592869	488	855,579	-68	56,26448791	4,03686624
427	748,412	-50,8	55,62826529	5,331718106	489	857,336	-68	56,27480358	4,015282517
428	750,169	-52,1	55,63880363	5,310832111	490	859,093	-70,1	56,28511549	3,99368715
429	751,926	-52,6	55,64933841	5,289934878	491	860,85	-68,9	56,29542364	3,972080134
430	753,683	-52,3	55,65986964	5,2690264	492	862,606	-71,7	56,30572803	3,95046146
431	755,439	-51,4	55,67039732	5,24810667	493	864,363	-75,4	56,31602864	3,928831124
432	757,196	-50,6	55,68092144	5,227175682	494	866,12	-76	56,32632549	3,907189118
433	758,953	-50	55,69144199	5,206233429	495	867,877	-76,8	56,33661857	3,885535435
434	760,71	-49,3	55,70195898	5,185279904	496	869,634	-73,9	56,34690787	3,86387007
435	762,467	-49	55,7124724	5,164315101	497	871,391	-70,6	56,35719338	3,842193015
436	764,224	-48,8	55,72298225	5,143339013	498	873,147	-68,4	56,36747511	3,820504263
437	765,98	-47,2	55,73348852	5,122351633	499	874,904	-67,2	56,37775306	3,79880381
438	767,737	-44,9	55,74399121	5,101352954	500	876,661	-65,3	56,38802721	3,777091647
439	769,494	-42,1	55,75449032	5,08034297	501	878,418	-65	56,39829757	3,755367769
440	771,251	-39,6	55,76498585	5,059321675	502	880,175	-65	56,40856412	3,733632168
441	773,008	-36,6	55,77547778	5,03828906	503	881,932	-65,9	56,41882688	3,711884839
442	774,765	-35,1	55,78596612	5,017245121	504	883,688	-65,3	56,42908583	3,690125774
443	776,521	-34,8	55,79645087	4,99618985	505	885,445	-64,3	56,43934097	3,668354967
444	778,278	-35	55,80693202	4,97512324	506	887,202	-65,9	56,4495923	3,646572412
445	780,035	-36	55,81740956	4,954045285	507	888,959	-67	56,45983981	3,624778102
446	781,792	-38,5	55,8278835	4,932955978	508	890,716	-67,2	56,4700835	3,602972031
447	783,549	-39,8	55,83835383	4,911855312	509	892,473	-67,2	56,48032337	3,581154191
448	785,306	-40	55,84882055	4,890743282	510	894,229	-66	56,49055941	3,559324577
449	787,063	-39	55,85928365	4,869619879	511	895,986	-65,1	56,50079162	3,537483182
450	788,819	-39,6	55,86974313	4,848485098	512	897,743	-66,6	56,511102	3,51563

IX. Bodentypen und -eigenschaften

Tab. A IX.1 Bodentypen und -eigenschaften (basierend auf: [209], [210] [211])

Typ	Bezeichnung (grob)	Beschreibung	Zuordnung VDI 4640 (1)	Zuordnung VDI 4640 (2)	Gewählte Wärmeleitfähigkeit λ in W/(m·K)	Gewählte volumetrische Wärmekapazität $\rho \cdot cp$ in MJ/(m ³ ·K)	Gewählte Dichte ρ in 10 ³ kg/m ³	Spez. Wärmekapazität $\rho \cdot cp$ in kJ/(kg·K)
2	Wattboden	Sand, feucht	Sand, feucht	-	1,4	1,9	2,1	905
3	Marschboden	Schluff	Ton/Schluff, trocken	Ton/Schluff, wassergesättigt	1,1	2	2	1000
4	Niedermoor-boden	Torf, feucht	Torf, Weichbraunkohle	Ton/Schluff, wassergesättigt	1	2	1,1	1818
6	Auenboden-Gley	lehmig tonig	Ton-/Schluffstein	-	2,2	2,2	2,5	880
8	Parabraunerde	Schluff-Lehm Sand	Ton/Schluff, trocken	Sand, trocken	0,5	1,5	1,9	789
9	Podsol	Feucht, sandig	Sand, feucht	-	1,4	1,6	1,9	842
11	Parabraunerde	Geschiebelehm	Geschiebemergel/-lehm	-	1,8	2	2,1	952
14	Fahlerde	Geschiebelehm, Sand	Geschiebemergel/-lehm	Sand, trocken	1,4	1,7	2	850
15	Bänderpara-braunerde	sandig bis lehmig	Sand, trocken	Ton/Schluff, wassergesättigt	1,2	1,9	2	950
16	Podsol-Braunerde	Geschiebelehm	Geschiebemergel/-lehm	-	1,8	2	2,1	952
19	Braunerde	sandig trocken	Sand, trocken	-	0,5	1,5	2	750
20	Braunerde	sandig-lehmig, löss	Sand, trocken	Ton/Schluff, wassergesättigt	1,2	1,9	2	950
21	Tschernosem, Löss, Kalk	Geschiebelehm	Geschiebemergel/-lehm	Kalkstein	2,2	2,2	2,4	917
22	Tschernosem, Löss, Mergel	Geschiebelehm	Geschiebemergel/-lehm	Mergelstein	2,1	2,1	2,2	955

Typ	Bezeichnung (grob)	Beschreibung	Zuordnung VDI 4640 (1)	Zuordnung VDI 4640 (2)	Gewählte Wärmeleitfähigkeit λ in $W/(m \cdot K)$	Gewählte volumetrische Wärmekapazität $\rho \cdot cp$ in $MJ/(m^3 \cdot K)$	Gewählte Dichte ρ in kg/m^3	Spez. Wärmekapazität $\rho \cdot cp$ in $kJ/(kg \cdot K)$
24, 25	Parabraunerde	sandig-lehmig, Löss	Sand, trocken	Ton/Schluff, wassergesättigt	1,2	1,9	2	950
27	Rendzina Pararendzina	Kalkstein	Kalkstein	-	2,7	2,3	2,5	920
28	Pelesol Braunerde	Kalkstein	Kalkstein	-	2,7	2,3	2,5	920
29	Braunerde	Kalk, Mergel, Ton	Kalkstein	Ton-/Schluffstein	2,4	2,3	2,5	920
31	Braunerde	magmatisch	Vulkanit, basisch bis ultrabasisch	Ton/Schluff, trocken	1	1,9	2,4	792
39	Rendzina Pararendzina	Kalkstein	Kalkstein	-	2,7	2,3	2,5	920
NL 1	<i>Zand</i>	Sand	Sand, trocken	Sand, feucht	0,9	1,7	2	850
NL 2	<i>Lichte Klei Zavel</i>	leichter Ton	Ton/Schluff, trocken	-	0,5	1,6	1,9	842
NL 3	<i>Zware Klei</i>	schwerer Ton	Ton-/Schluffstein	-	2,2	2,2	2,5	880
NL 4, 5	<i>Zavel/Klei</i>	Ton-Sand	Ton/Schluff, trocken	Sand, feucht	0,9	1,7	2	850
NL 6	<i>Veen</i>	Moor	Torf, Weichbraunkohle	Ton/Schluff, wassergesättigt	1,1	2,2	1,8	1222
NL 7	<i>Zavel/Water</i>	Ton, Sand, Wasser	Ton/Schluff, wassergesättigt	Sand, feucht	1,6	2,2	2,1	1048
Nordsee	Meeresgrund	Sand/Schluff, wassergesättigt	-	-	2,4	2,5	2,1	1190

X. Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline

Folgende Angaben wurden seitens Kinder Morgan, vertreten durch Hr. Timothy Cota gemacht [178]:

1. Datensatz Druck/Temperatur

Pipeline specifications:

- Length and material of the pipe

Carbon Steel

- Roughness of the pipe

Refer to a reference table for the roughness of steel

- Internal diameter and design schedules

98% = 16" 0.375 w.t. API 5LX Gr. X-60 (ID = 15.25")

2% = 16" 0.500 w.t. API 5LX Gr. X-60 (ID = 15")

- Design Mass flowrate and Fluid velocity

Design Pressure: 2025 psig

- Inlet and outlet pressure

Inlet Pressure – 1744 psi 84.9 MMscf/d

Outlet Pressure – 1401psi after flow control limits delivery to 83 MMscf/d

Outlet Pressure – 1608psi prior to flow control limiting to 83 MMscf/d

Second Data Set:

Inlet Pressure – 1814 psi 85.4 MMscf/d

Outlet Pressure – 1401psi after flow control limits delivery to 83 MMscf/d

Outlet Pressure – 1676psi prior to flow control limiting to 83 MMscf/d

- wall thickness

See internal diameters & schedule

- Coating Layers materials, thickness, and properties

Data not available on alignment sheets

- Elevation Profile

See Excel file "CRC Elevation Profile - McCamey to Snyder.xls"

- Fittings and losses

We typically consider losses due to fittings to be negligible in comparison to losses from the length of the pipeline, effects of the ID of the pipeline and roughness

- Installed block valves and other safety equipment

16 ball valves – assumed to be full port 16" ball valves

- Installed equipment (compressors, control valves, etc.) up- and downstream

See attached Schematic. **Note that the pumps are not being used right now** and we are bypassing the pump equipment (assume straight piping with full bore valves [no losses])

- simultaneous measurement data of: pressure, temperature, mass or volume flow

--> at inlet, outlet and ideally other points in between for a period of approx. oneweek (e.g. 5 min data points)

--> ideally these data should represent

(measurement data shall be used to benchmark and test a code for simulating dynamic pipeline flow)

First data set:

At Pump 15 – 62 degrees @ 1565psi

At Pump 18 – 59 degrees @ 1536psi

At Pump 21 – 59 degrees @ 1659psi

Second Data Set:

At Pump 15 – 61 degrees @ 1630psi

At Pump 18 – 58 degrees @ 1602psi

At Pump 21 – 58 degrees @ 1726psi

- CO2 composition and source (e.g. amine scrubber)

CO₂ - 99.4334

N₂ - 0.4468

Methane - 0.1198
 Specific Volume: 8.6223

Temperature profile:

-CO₂ inlet, outlet, and selected operating Temperature

This is the only data available

1st Data Set:

Inlet – 64 degrees @ 1744psi

At Pump 15 – 62 degrees @ 1565psi

At Pump 18 – 59 degrees @ 1536psi

At Pump 21 – 59 degrees @ 1659psi

Outlet – 58.3 degrees @ 1608psi/1401psi (see outlet pressure on page 1)

2nd Data Set:

Inlet – 62.8 degrees @ 1814psi

At Pump 15 – 61 degrees @ 1630psi

At Pump 18 – 58 degrees @ 1602psi

At Pump 21 – 58 degrees @ 1726psi

Outlet – 57 degrees @ 1676psi/1401psi (see outlet pressure on page 1)

-Heat conductivity of CO₂

Refer to a reference table for the heat conductivity of the fluid based on the composition

-Heat conductivity of pipe and applied coating layers

Refer to a reference tables

-Heat conductivity of soil

Refer to a reference table for the heat conductivity of the soil. The temperature of the soil is assumed to be 60° F.

2. Datensatz Höhenprofil

Distance from previous point (mi)	Cumulative Distance (mi)	Distance (ft)	Elevation (m)	Elevation (ft)
	0	0,00	719	2358,92
0,020	0,020	104,98	719	2358,92
0,111	0,131	692,99	720,6	2364,17
0,430	0,561	2961,16	725	2378,61
0,278	0,839	4428,13	730,3	2396,00
0,258	1,097	5792,55	727	2385,17
0,655	1,752	9249,84	728	2388,45
0,613	2,365	12487,19	731,8	2400,92
0,379	2,744	14490,27	737	2417,98
0,676	3,420	18057,09	750,6	2462,60
0,469	3,889	20535,46	761,1	2497,05
0,043	3,932	20760,15	762,2	2500,66
0,036	3,968	20951,93	763,1	2503,61
0,976	4,944	26103,46	814,2	2671,26
0,547	5,491	28991,13	827,3	2714,24
0,095	5,586	29495,21	839,7	2754,92
0,147	5,733	30271,88	842,2	2763,12
0,362	6,096	32184,43	825	2706,69
1,079	7,175	37882,85	946	3103,67
0,584	7,759	40968,98	952,5	3125,00
0,873	8,632	45577,25	952	3123,36
0,259	8,891	46946,50	951	3120,08
0,194	9,086	47972,55	951	3120,08
0,190	9,275	48973,30	950	3116,80
1,944	11,219	59235,47	937,9	3077,10
1,070	12,288	64882,90	938	3077,43
1,003	13,291	70177,46	936	3070,87
0,670	13,961	73716,13	937	3074,15
0,969	14,930	78832,32	933	3061,02
0,900	15,830	83583,24	865,2	2838,58
0,732	16,562	87447,66	857	2811,68
0,897	17,459	92184,54	846	2775,59
0,859	18,318	96719,86	857	2811,68
0,068	18,386	97079,63	857	2811,68
1,329	19,716	104099,14	854	2801,84
0,139	19,855	104832,15	854	2801,84
0,151	20,006	105631,39	853	2798,56
0,931	20,937	110549,38	844	2769,03
0,092	21,029	111032,59	844,4	2770,34
0,103	21,132	111575,24	842	2762,47
0,903	22,034	116341,75	851	2791,99
0,751	22,785	120305,21	857	2811,68
1,130	23,915	126273,61	855	2805,12
1,316	25,231	133221,52	854	2801,84
0,759	25,990	137229,62	851	2791,99
0,826	26,817	141593,20	849	2785,43
0,380	27,197	143599,74	849	2785,43
0,507	27,704	146275,91	849	2785,43
1,568	29,272	154553,55	847	2778,87
1,251	30,523	161159,24	844	2769,03

Anhang X Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline

Distance from previous point (mi)	Cumulative Distance (mi)	Distance (ft)	Elevation (m)	Elevation (ft)
3,400	33,922	179109,86	845	2772,31
0,480	34,402	181643,24	846	2775,59
0,561	34,963	184605,27	846	2775,59
1,268	36,231	191298,74	847	2778,87
0,477	36,707	193815,32	846	2775,59
0,050	36,758	194081,87	846	2775,59
1,331	38,089	201109,07	845	2772,31
1,333	39,421	208144,73	841,9	2762,14
1,328	40,749	215155,57	841	2759,19
0,916	41,665	219992,90	841	2759,19
0,598	42,263	223149,56	840	2755,91
0,877	43,140	227780,78	839	2752,62
0,842	43,982	232224,85	838	2749,34
1,005	44,987	237532,56	835	2739,50
0,101	45,089	238067,73	835	2739,50
1,704	46,793	247065,09	834	2736,22
1,268	48,061	253760,81	836	2742,78
0,810	48,871	258039,60	834	2736,22
0,282	49,153	259526,74	833	2732,94
0,228	49,381	260730,30	832	2729,66
0,140	49,521	261468,99	832	2729,66
0,033	49,553	261642,05	832	2729,66
0,108	49,661	262212,37	832	2729,66
0,615	50,277	265460,13	831	2726,38
0,238	50,515	266717,80	830	2723,10
0,018	50,532	266811,17	830	2723,10
0,090	50,622	267285,71	830	2723,10
0,643	51,266	270682,03	831	2726,38
0,895	52,161	275409,00	831	2726,38
0,724	52,885	279232,29	827	2713,25
0,417	53,302	281434,64	826	2709,97
0,635	53,937	284786,40	826	2709,97
0,076	54,013	285187,36	826	2709,97
1,372	55,384	292429,68	812,8	2666,67
1,239	56,623	298970,80	824,3	2704,40
0,632	57,256	302309,09	820	2690,29
0,167	57,423	303193,00	821	2693,57
1,460	58,883	310904,42	796	2611,55
1,062	59,946	316513,20	809	2654,20
1,232	61,178	323019,74	829	2719,82
0,540	61,718	325872,20	828	2716,54
0,061	61,779	326193,17	828	2716,54
0,038	61,817	326395,44	827,1	2713,58
1,612	63,430	334907,84	813,2	2667,98
0,972	64,402	340040,74	816	2677,17
1,170	65,571	346216,51	794	2604,99
0,990	66,562	351445,60	813,6	2669,29
1,228	67,790	357928,90	790	2591,86
0,912	68,702	362744,00	784	2572,18
1,001	69,702	368027,89	777	2549,21
0,840	70,542	372460,65	779	2555,77
0,644	71,186	375860,79	777	2549,21

Anhang X Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline

Distance from previous point (mi)	Cumulative Distance (mi)	Distance (ft)	Elevation (m)	Elevation (ft)
0,809	71,995	380132,17	779	2555,77
1,341	73,336	387212,28	775,1	2542,98
1,164	74,500	393358,08	771	2529,53
0,656	75,156	396822,77	768	2519,69
0,089	75,244	397290,28	769	2522,97
0,062	75,307	397618,54	769	2522,97
1,474	76,780	405399,49	773	2536,09
0,500	77,281	408041,78	771	2529,53
0,115	77,395	408648,21	767,4	2517,72
0,212	77,608	409767,66	767,6	2518,37
0,069	77,676	410129,38	768,3	2520,67
1,098	78,774	415928,00	772	2532,81
1,283	80,057	422701,01	775	2542,65
0,518	80,575	425433,66	776	2545,93
0,283	80,857	426927,47	778	2552,49
0,730	81,587	430781,65	783	2568,90
0,271	81,859	432213,87	785	2575,46
0,327	82,186	433941,76	789,1	2588,91
0,070	82,256	434312,66	790,2	2592,52
0,383	82,639	436334,07	797,6	2616,80
0,978	83,617	441495,68	810	2657,48
0,891	84,508	446202,25	831	2726,38
0,951	85,459	451223,11	846,7	2777,89
1,027	86,486	456646,68	849	2785,43
0,279	86,766	458122,12	847,3	2779,86
1,039	87,805	463609,38	852	2795,28
0,669	88,473	467139,70	838	2749,34
1,522	89,996	475177,12	854,3	2802,82
0,991	90,986	480408,42	794,9	2607,94
1,293	92,279	487233,46	768	2519,69
0,402	92,681	489357,30	769	2522,97
0,539	93,220	492203,06	765,5	2511,48
0,201	93,422	493265,55	764,3	2507,55
0,203	93,625	494339,04	760,2	2494,09
0,683	94,308	497947,79	753	2470,47
0,609	94,918	501165,06	748	2454,07
0,084	95,001	501606,74	747	2450,79
0,719	95,720	505400,86	742	2434,38
0,071	95,790	505773,73	741,4	2432,41
0,395	96,186	507860,61	739	2424,54
0,532	96,718	510670,68	735	2411,42
0,311	97,029	512314,28	731,1	2398,62
0,152	97,182	513118,93	726,8	2384,51
0,155	97,337	513938,06	722,5	2370,41
0,288	97,624	515456,38	697	2286,75
0,235	97,859	516696,63	707,3	2320,54
0,185	98,044	517673,86	706,2	2316,93
0,103	98,148	518220,26	718,1	2355,97
0,215	98,363	519358,04	718,7	2357,94
1,461	99,824	527072,87	742	2434,38
0,318	100,142	528751,16	740,7	2430,12
0,648	100,790	532171,27	747	2450,79

Anhang X Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline

Distance from previous point (mi)	Cumulative Distance (mi)	Distance (ft)	Elevation (m)	Elevation (ft)
1,132	101,922	538145,65	746	2447,51
0,819	102,740	542468,43	737	2417,98
0,460	103,200	544898,30	751	2463,91
1,111	104,311	550764,22	737	2417,98
0,434	104,745	553054,70	732,2	2402,23
0,915	105,661	557888,32	707,1	2319,88
0,162	105,823	558745,51	704	2309,71
0,174	105,997	559663,69	704	2309,71
1,121	107,118	565582,04	706	2316,27
1,365	108,483	572788,69	691,4	2268,37
0,277	108,760	574253,68	697,6	2288,71
0,054	108,814	574540,27	696,8	2286,09
0,072	108,886	574919,70	696,3	2284,45
0,383	109,269	576942,56	686	2250,66
0,201	109,470	578001,79	686	2250,66
0,755	110,225	581987,60	685	2247,38
0,075	110,300	582385,36	685	2247,38
0,164	110,465	583253,17	686	2250,66
0,180	110,645	584203,72	686	2250,66
0,324	110,968	585913,65	698	2290,03
1,172	112,141	592101,91	707	2319,55
0,882	113,022	596757,33	708,1	2323,16
1,657	114,680	605508,76	707,7	2321,85
0,023	114,703	605630,51	707,7	2321,85
1,100	115,802	611437,10	709	2326,12
0,969	116,772	616553,77	709	2326,12
0,078	116,849	616963,67	709	2326,12
1,024	117,873	622369,69	701	2299,87
0,499	118,372	625001,98	683	2240,81
0,896	119,268	629733,45	682,1	2237,86
0,489	119,757	632316,38	687	2253,94
0,118	119,875	632940,34	686	2250,66
0,069	119,944	633305,88	685,7	2249,67
0,972	120,916	638435,56	695	2280,18
0,764	121,680	642471,57	698	2290,03
0,709	122,390	646217,09	691,2	2267,72
0,369	122,759	648167,26	677,7	2223,43
1,270	124,029	654875,25	678	2224,41
0,163	124,193	655737,38	667,8	2190,94
0,758	124,950	659737,50	684,3	2245,08
0,377	125,328	661730,00	693	2273,62
0,354	125,682	663598,88	695	2280,18
0,231	125,913	664819,22	689	2260,50
0,069	125,982	665183,65	692,6	2272,31
0,234	126,216	666421,14	688,2	2257,87
0,887	127,103	671106,35	695	2280,18
1,318	128,421	678064,87	692,6	2272,31
0,320	128,742	679756,95	694,2	2277,56
0,070	128,812	680128,12	695	2280,18
1,235	130,047	686646,88	701	2299,87
0,149	130,196	687436,15	701	2299,87
0,075	130,272	687833,76	701	2299,87

Anhang X Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline

Distance from previous point (mi)	Cumulative Distance (mi)	Distance (ft)	Elevation (m)	Elevation (ft)
0,088	130,360	688300,04	703	2306,43
0,089	130,449	688771,79	705	2312,99
0,223	130,673	689950,88	709	2326,12
0,132	130,804	690646,25	710	2329,40
0,303	131,107	692245,47	711,1	2333,01
1,430	132,537	699796,44	734	2408,14
1,387	133,924	707119,66	749	2457,35
0,794	134,718	711312,70	752	2467,19
0,080	134,798	711733,00	749	2457,35
1,160	135,958	717857,30	728,9	2391,40
0,359	136,317	719752,47	733,7	2407,15
0,495	136,812	722366,52	741,6	2433,07
0,051	136,863	722636,63	741	2431,10
1,666	138,529	731434,48	737	2417,98
0,272	138,801	732871,35	733	2404,86
0,009	138,810	732917,05	733	2404,86
0,037	138,847	733114,17	733	2404,86

3 Datensatz Rohrleitung

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11376	11846	154	9880	120

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60
OD	16	16	16	16
wt	0,375	0,375	0,375	0,375
ID	15,25	15,25	15,25	15,25
Pipe Section	11420	580	12000	11466

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11880	120	11940	60

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375	0,375
ID	15,25	15,00	15,25	15,25	15,25
Pipe Section	11871	129	11500	11966	11500

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60
OD	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375
ID	15,25	15,00	15,25	15,25
Pipe Section	11440	60	8700	8959

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11492	11284	216	11346	120

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11380	120	11260	240

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11260	240	11320	180

Anhang X Kommunikation und Daten zur CRC-Pipeline

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	11440	60	11382	60	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	11380	120	11361	139	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,25	15,00
Pipe Section	11353	147	11500	11347	34
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375	0,375
ID	15,25	15,00	15,25	15,25	15,25
Pipe Section	11363	137	11500	11500	11500
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	11336	130	11388	112	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,25	15,00
Pipe Section	11419	81	11500	11282	218
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	11452	48	11265	201	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,25	15,00
Pipe Section	11362	138	11500	11399	101
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	0,375
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	15,25
Pipe Section	11446	20	11396	104	

Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	10985	515	11012	488	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	11377	123	11246	220	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11500	11183	317	11298	202
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,375	0,500	0,375	0,500
ID	15,25	15,25	15,00	15,25	15,00
Pipe Section	11466	11217	283	11417	83
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,375	0,500
ID	15,25	15,00	15,25	15,25	15,00
Pipe Section	11374	126	11500	11153	347
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60
OD	16	16	16	16	16
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	0,375
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	15,25
Pipe Section	11752	114	11258	242	11500
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60	
OD	16	16	16	16	
wt	0,375	0,500	0,375	0,500	
ID	15,25	15,00	15,25	15,00	
Pipe Section	11371	129	11219	281	
<hr/>					
Section of pipe	16" .375 API 5LX X60	16" .500 API 5LX X60			
OD	16	16			
wt	0,375	0,500			
ID	15,25	15,00			
Pipe Section	10630	89			

XI. Ergebnisse Szenario 0

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Folgende Abbildung zeigt den statischen Lastgang für verschiedene Lasten für die Pipeline von Jänschwalde bis Rotterdam.

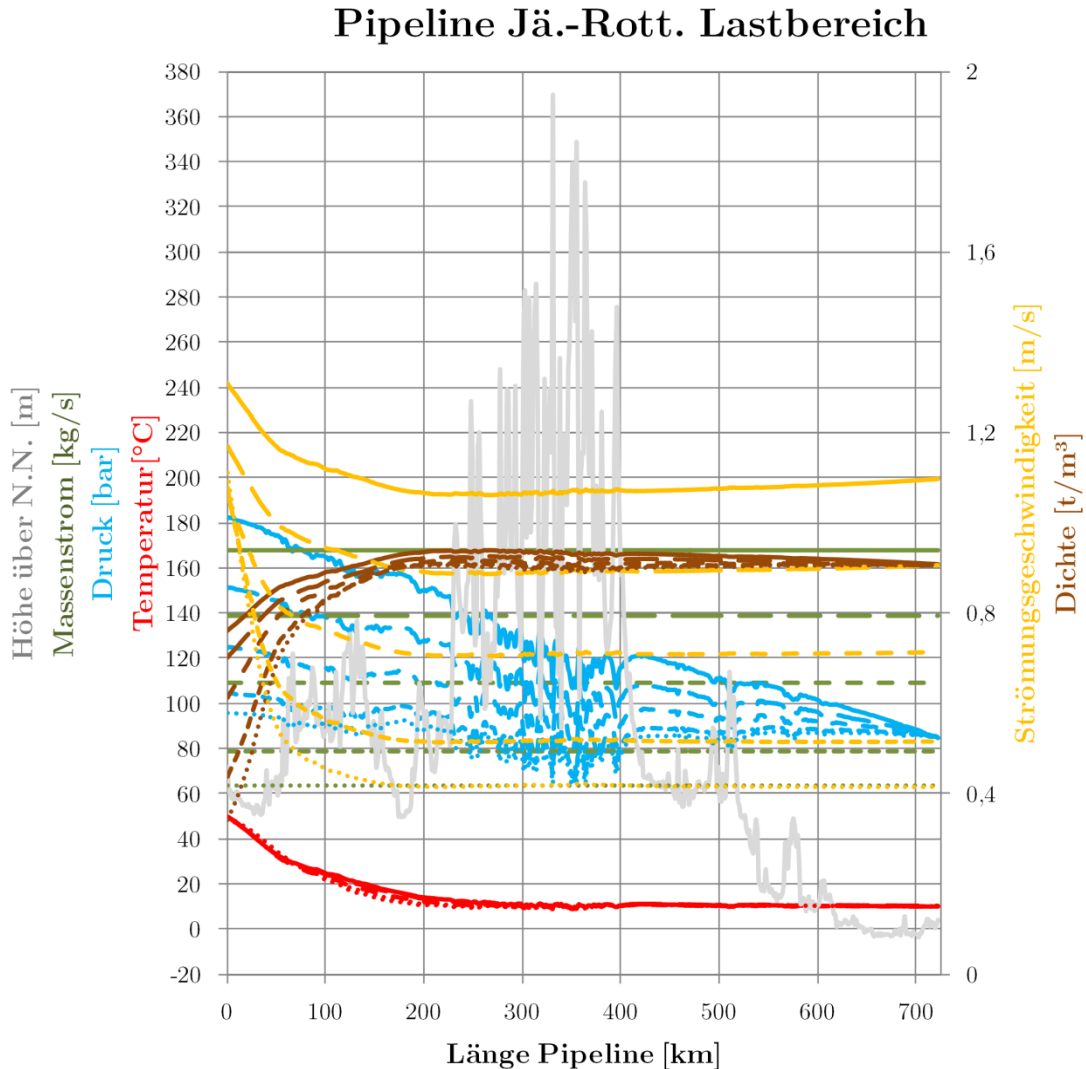


Abb. A XI.1 Statisches Profil der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam im Lastbereich (100 %: durchgehend, 80 %: lange Striche, 60 %: mittlere Striche: 40 %, kurze Striche, 30 %: Punkte)

Während bei Volllast etwa 180 bar am Eintritt der Pipeline herrschen müssen, um die Druckverluste zu überwinden, sinkt der notwendige Druck bei 30 % der Last auf knapp unter 100 bar.

Die Temperatur sinkt im Streckenverlauf relativ schnell ab, nach etwa 200 km beträgt sie unter 20 °C. Im weiteren Verlauf erreicht sie jeweils die Umgebungstemperatur des Erdbodens. Dabei bestehen zwischen den verschiedenen Lastfällen nur sehr geringfügige Unterschiede.

Zeichnet man den Prozessverlauf in ein Druck-Temperatur-Diagramm, ergibt sich folgendes Bild:

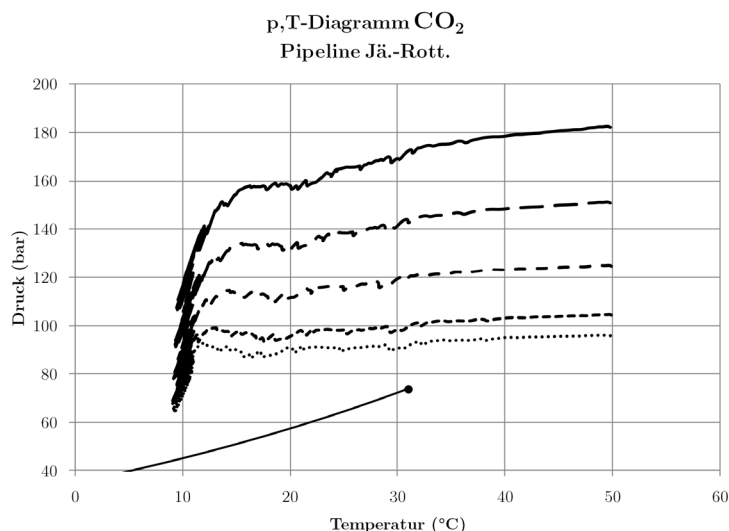


Abb. A XI.2 p,T-Diagramm des Prozessverlaufes in der Pipeline Jänschalde-Rotterdam

Die durchgehende Linie stellt den Verlauf im Auslegungspunkt (100 %) dar. Der Eintritt in die Pipeline ist rechts oben, der Austritt links unten. Gestrichelt dargestellt von oben nach unten sind 80 %, 60 %, 40 % und 30 % Last. Wie man erkennen kann, liegen alle Verläufe deutlich über dem kritischen Punkt. Am Ende der Rohrleitung liegt das CO₂ im flüssigen Zustand vor.

Die Anlagenkennlinie für die Pipeline Jänschalde-Rotterdam ist in folgender Abbildung dargestellt:

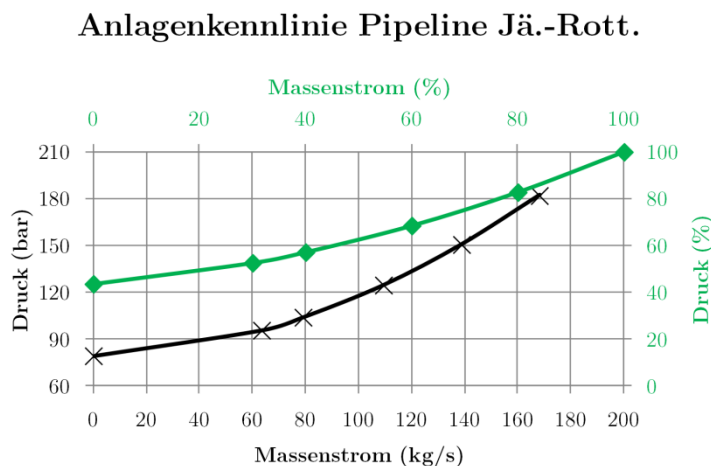


Abb. A XI.3 Anlagenkennlinie der Pipeline Jänschalde-Rotterdam

Dargestellt über dem Volumenstrom ergibt sich folgende Kennlinie:

Anlagenkennlinie Pipeline Jä.-Rott.

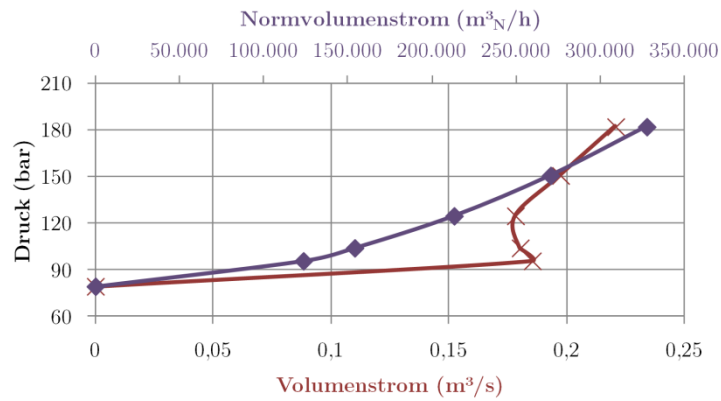


Abb. A XI.4 Anlagenkennlinie der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Der spezifische Druckverlust der gesamten Pipeline ist in folgender Abbildung dargestellt:

Druckverlust Pipeline Jä.-Rott.

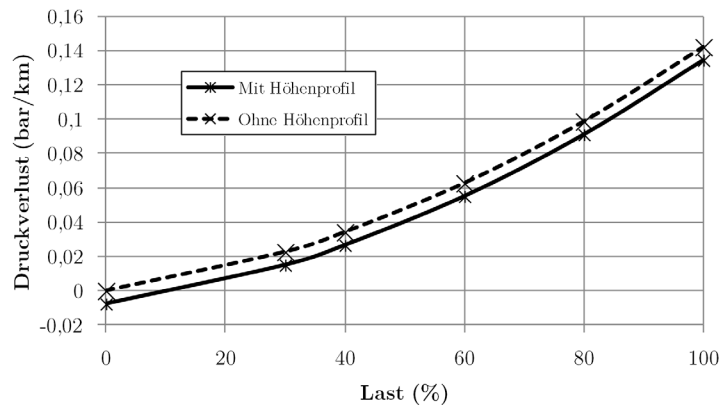


Abb. A XI.5 Druckverlust der Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Es ergeben sich Druckverluste (gemittelt über die gesamte Pipeline von etwa 0,02 bar bis 0,14 bar je km Rohr. Durch den abfallenden Verlauf der Pipeline ergibt sich ein um etwa 0,008 bar/km geringerer Druckverlust als er bei einer horizontalen Pipeline zu beobachten wäre.

Nachfolgend dargestellt sind die einzelnen Ergebnisse der Varianten von Szenario 0

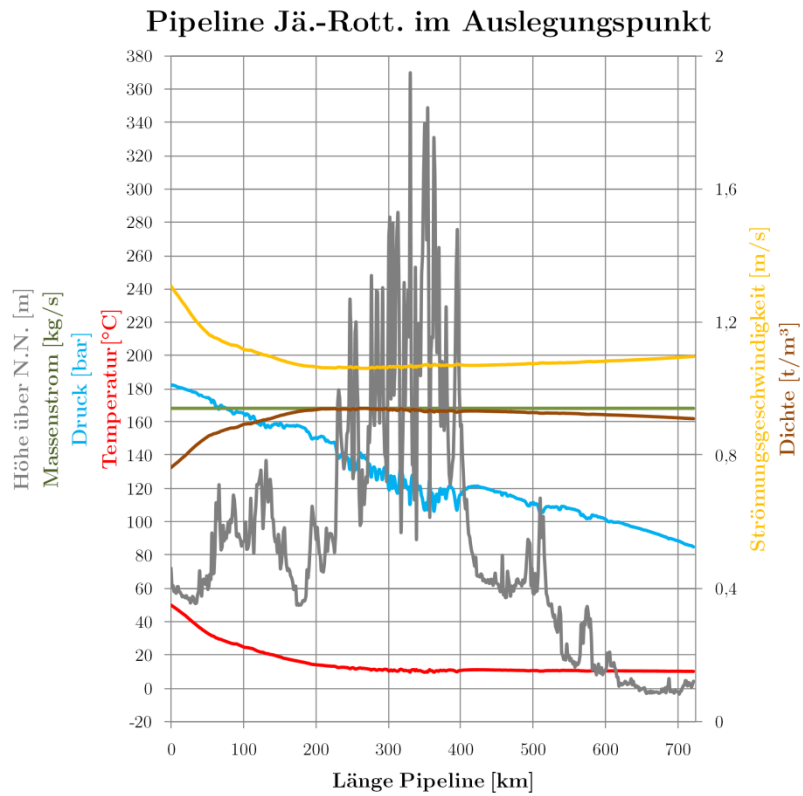


Abb. A XI.6 Szenario Sz_0_100_R

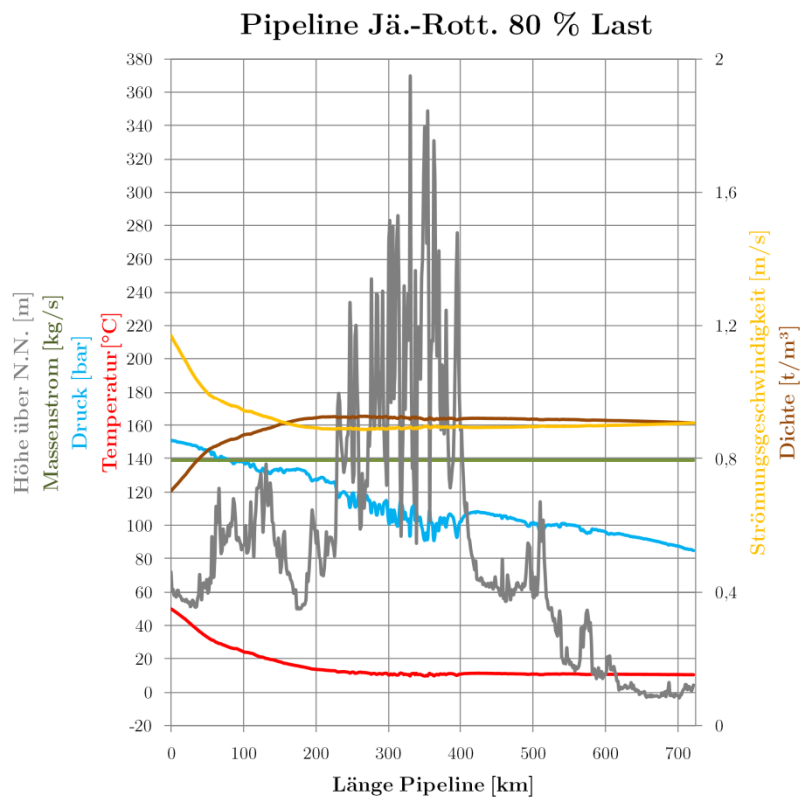


Abb. A XI.7 Szenario Sz_0_80_R

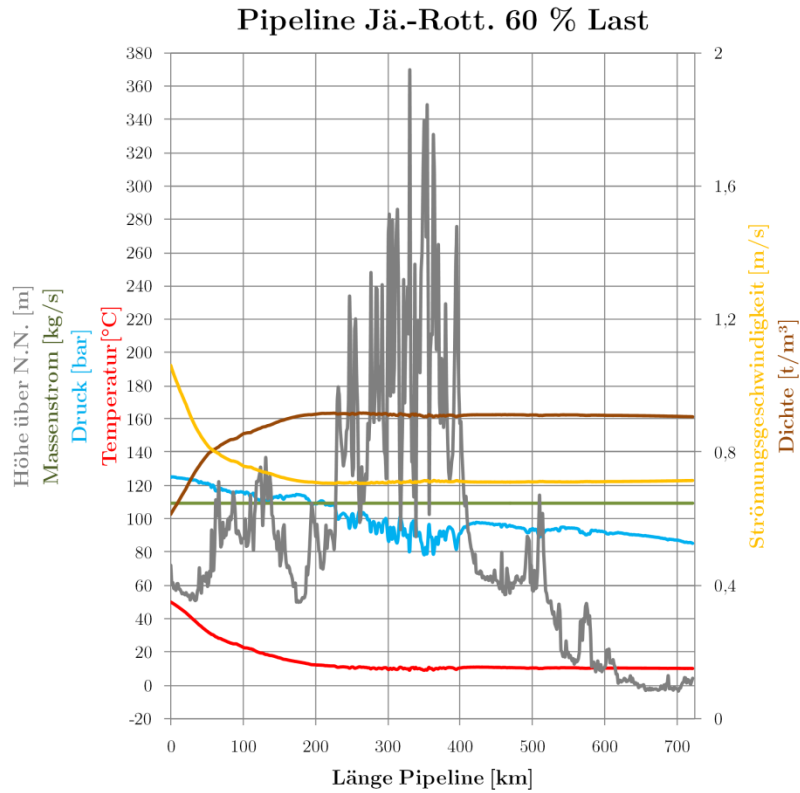


Abb. A XI.8 Szenario Sz_0_60_R

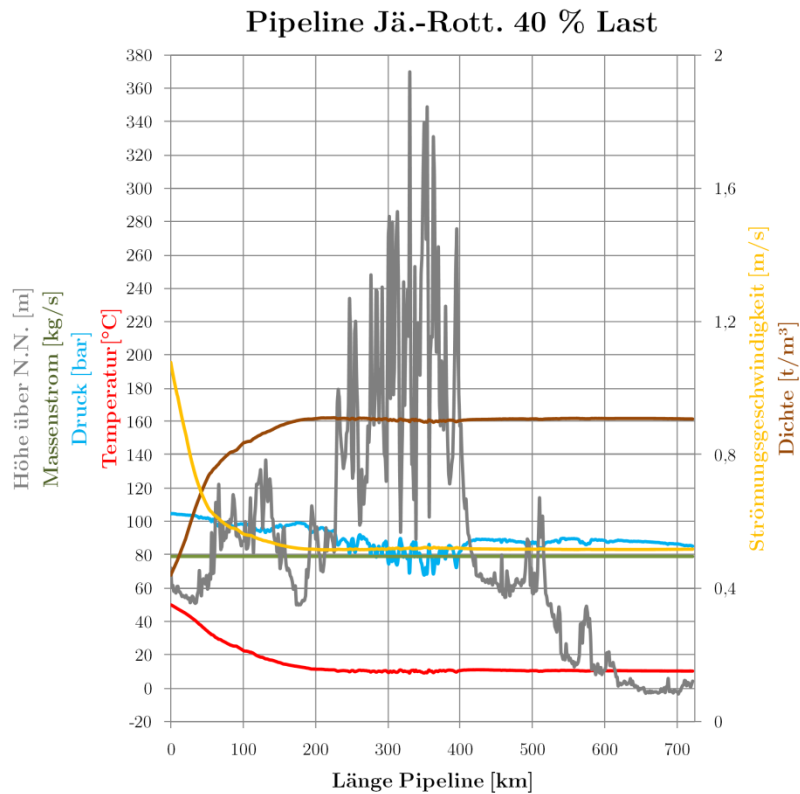


Abb. A XI.9 Szenario Sz_0_40_R

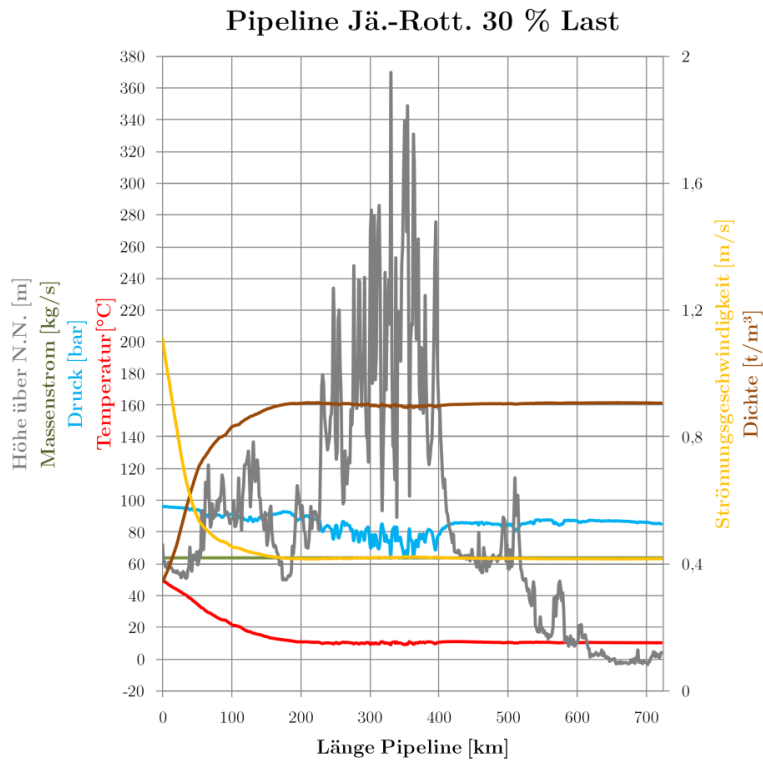


Abb. A XI.10 Szenario Sz_0_30_R

Nachfolgende Grafik zeigt die Druck- und Temperaturverläufe über die Pipelinestrecke für die untersuchten Szenarien Sz_0 mit Variation der Eintrittstemperatur (N: 40 °C, H: 60 °C) und der Bodentemperatur (W: 5 °C, S: 15 °C). Zum Vergleich ist das Szenario Sz_0_100_R dargestellt.

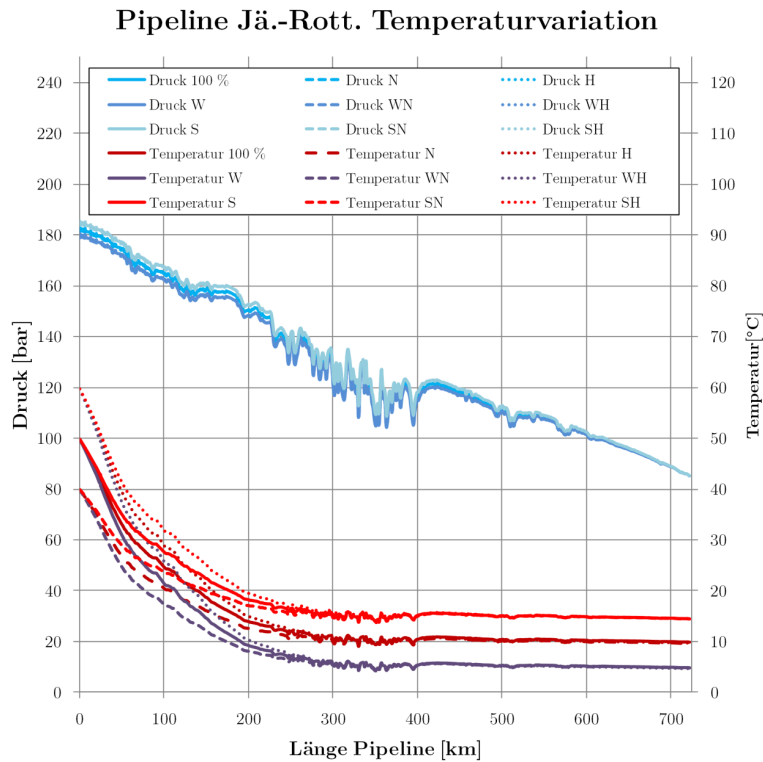


Abb. A XI.11 Druck- und Temperaturprofile der Temperaturvariationen

Wie man erkennen kann, ändert sich das Druckprofil für alle Szenarien nur minimal. Die Verläufe der Temperaturprofile werden auf den ersten 100 km von der Eintrittstemperatur dominiert, auf dem weiteren Verlauf überwiegt der Einfluss der Umgebungstemperatur. Im folgenden Diagramm sind die Verläufe noch einmal in ein Druck-Temperatur-Diagramm eingezeichnet:

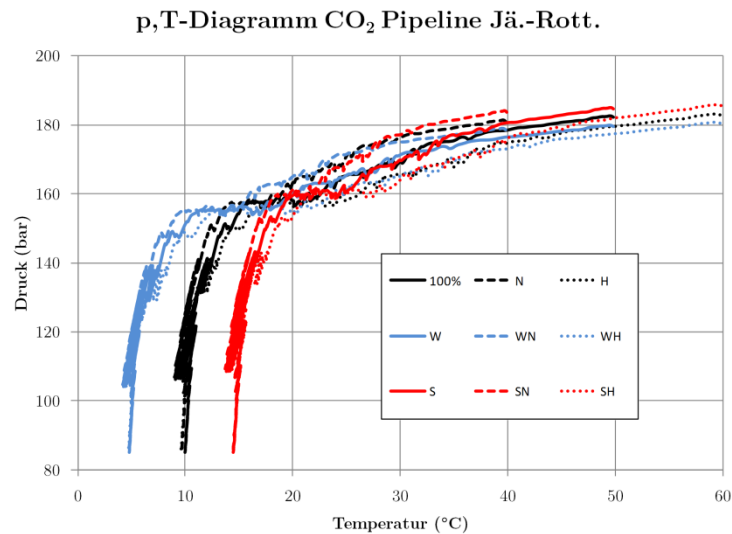


Abb. A XI.12 p,T-Diagramm der Temperaturvariationen

Alle Verläufe liegen nah beieinander und sind weit entfernt vom kritischen Punkt (nicht mehr auf der Diagrammfläche).

Für die Dichte- und Geschwindigkeitsprofile ergibt sich ein ähnliches Bild (siehe folgende Abbildung).

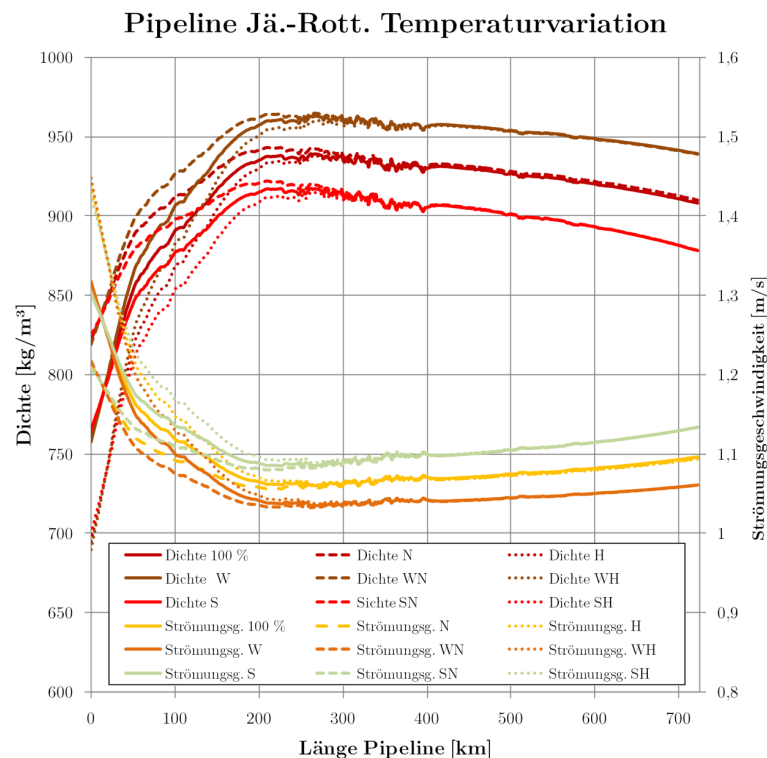


Abb. A XI.13 Strömungsgeschwindigkeits- und Dichtepprofile der Temperaturvariationen

Pipeline Jänschwalde-Sleipner

Nachfolgend dargestellt sind die einzelnen Ergebnisse der Varianten von Szenario 0. Auf eine detaillierte Darstellung der Verläufe im Injektionsbrunnen wurde aufgrund der geringen Unterschiede verzichtet.

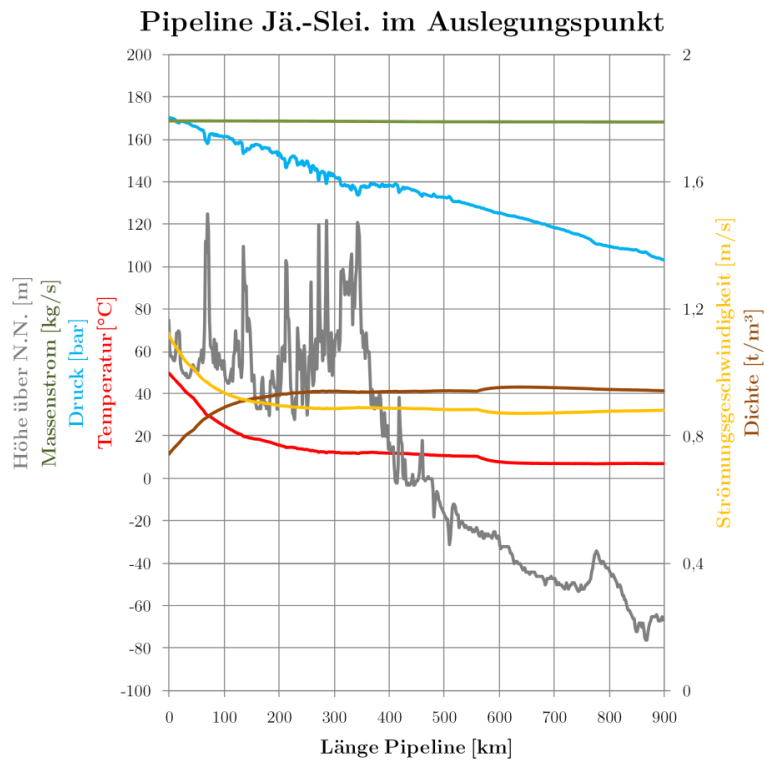


Abb. A XI.14 Szenario Sz_0_100_S

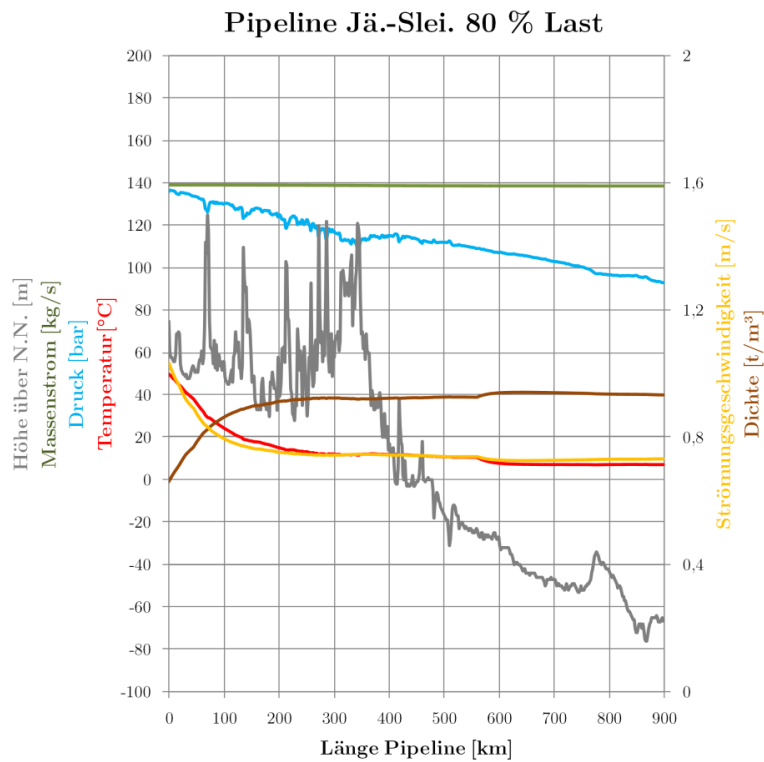


Abb. A XI.15 Szenario Sz_0_80_S

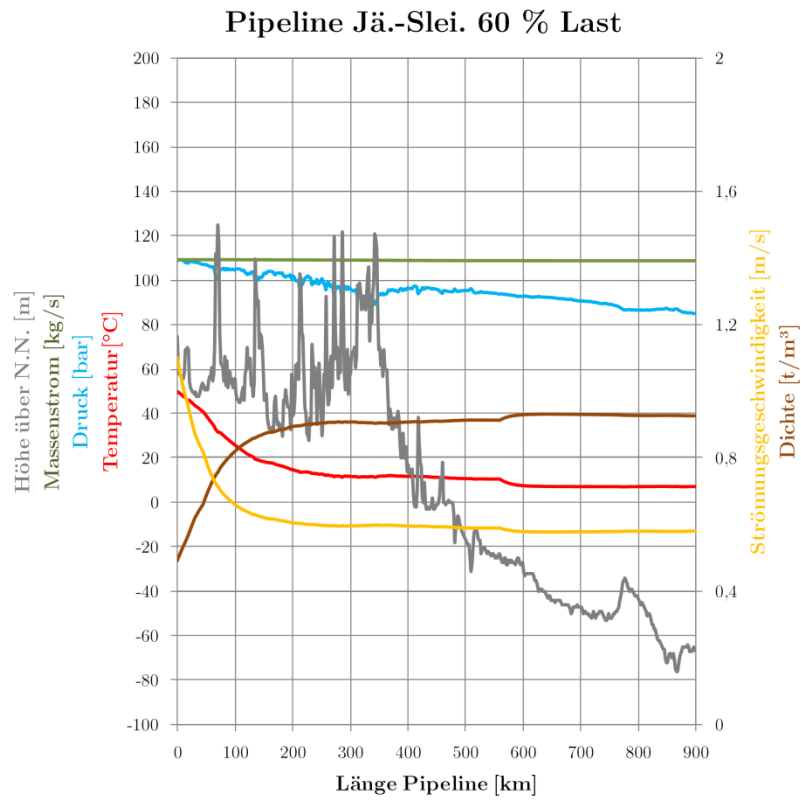


Abb. A XI.16 Szenario Sz_0_60_S

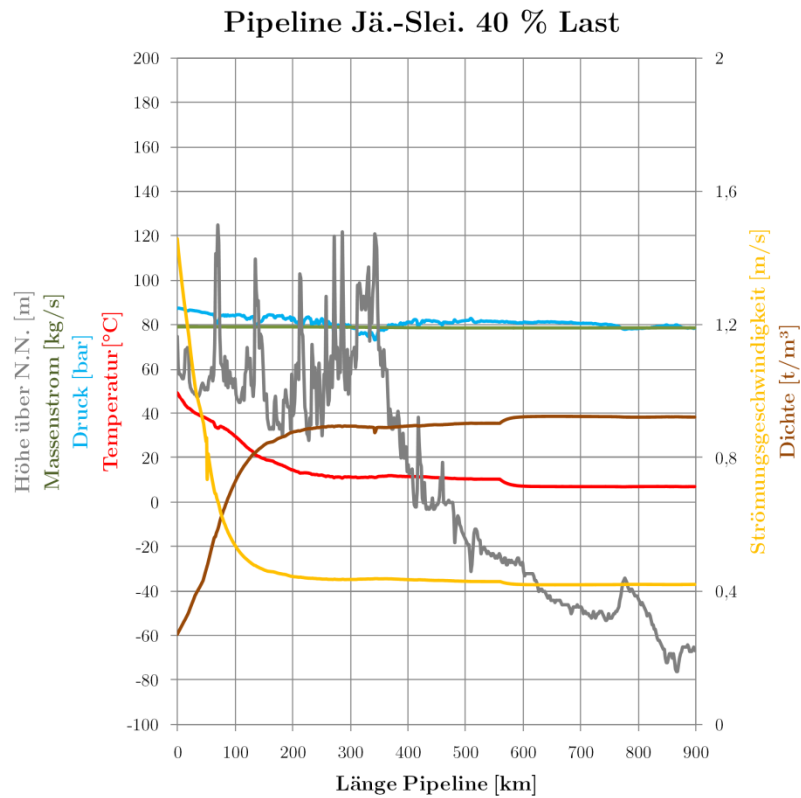


Abb. A XI.17 Szenario Sz_0_40_S

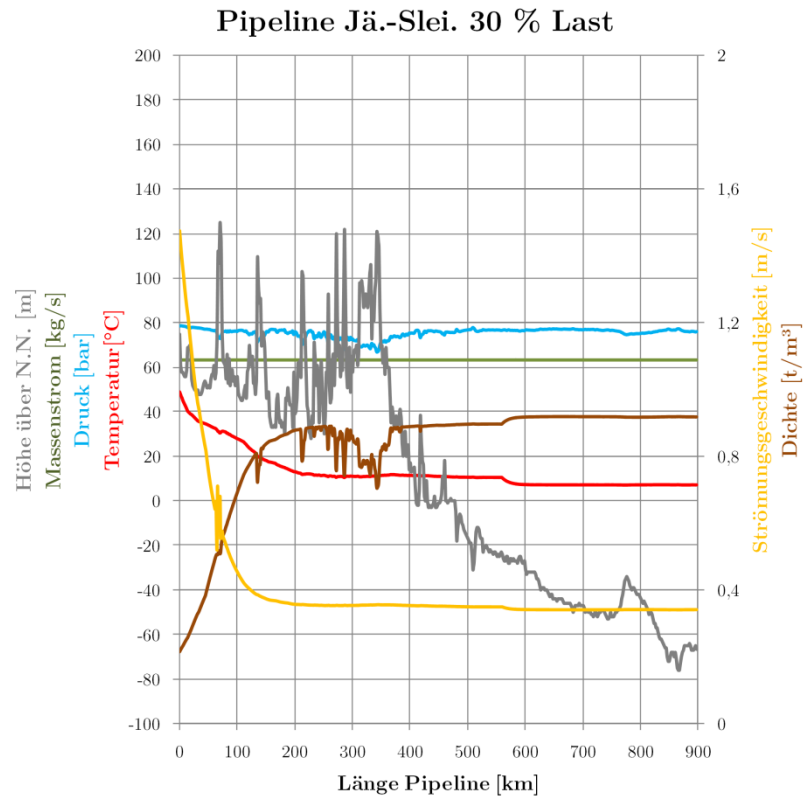


Abb. A XI.18 Szenario Sz_0_30_S

XII. Ergebnisse Szenario 1

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Folgende Abbildung zeigt den Verlauf der Parameter Druck und Massenstrom nach einem Lastsprung von 100 auf 80 % (Sz_1_100-80_R) innerhalb 15 Minuten für den Eintritt in die Pipeline, 25, 50, 75 % der Strecke sowie den Austritt.

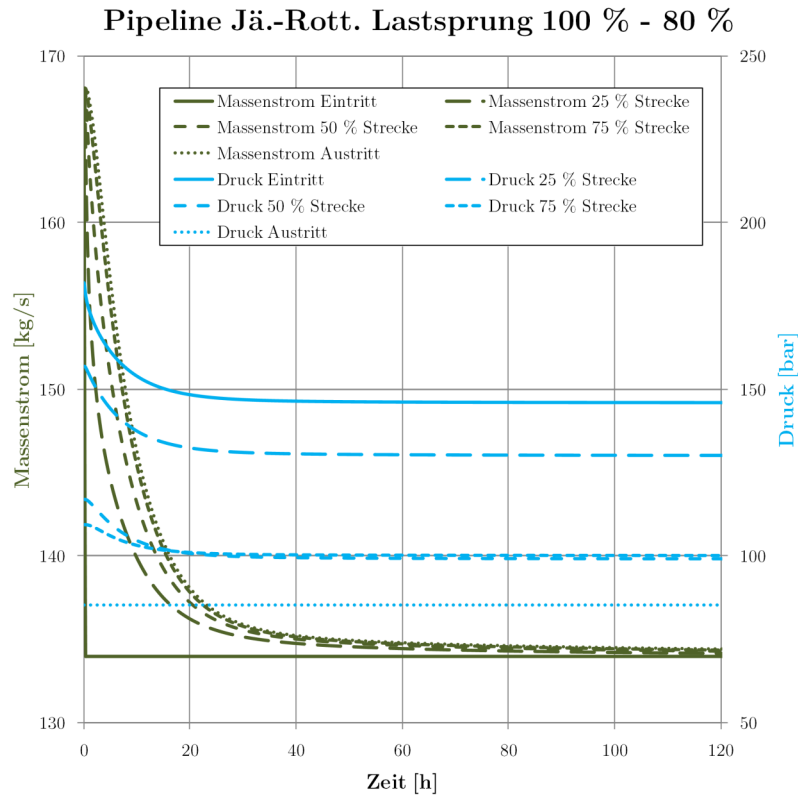


Abb. A XII.1 Massenstrom- und Druckverläufe beim negativen Lastsprung 100 % auf 80 % (Sz_1_100-80_R)

Wie man erkennen kann, reagiert das ganze System sehr träge. Während der Eintrittsmassenstrom innerhalb 15 Minuten den neuen Wert erreicht, passiert dies im Streckenverlauf deutlich langsamer. Erst nach etwa 32 Stunden unterschreitet der Massenstrom am Austritt die Grenze von 5 % Abweichung zum neuen Nennwert (bezogen auf die Sprunghöhe).

Die Druckanpassung auf den neuen Strömungszustand muss innerhalb etwa 25 Stunden erfolgen, wenn der Austrittszustand konstant gehalten werden soll. Diese Zeiten betragen etwa 15 % der Zeit, die ein Teilchen braucht, um die Pipeline komplett zu durchströmen.

Für die anderen untersuchten Lastsprünge (Sz_1_100-80_R, Sz_1_100-60_R, Sz_1_100-40_R, Sz_1_100-30_R) verlaufen die Austrittsmassenströme und Eintrittsdrücke wie in folgender Abbildung dargestellt. Je größer der Lastsprung, desto länger dauert die Anpassung auf den neuen Strömungszustand.

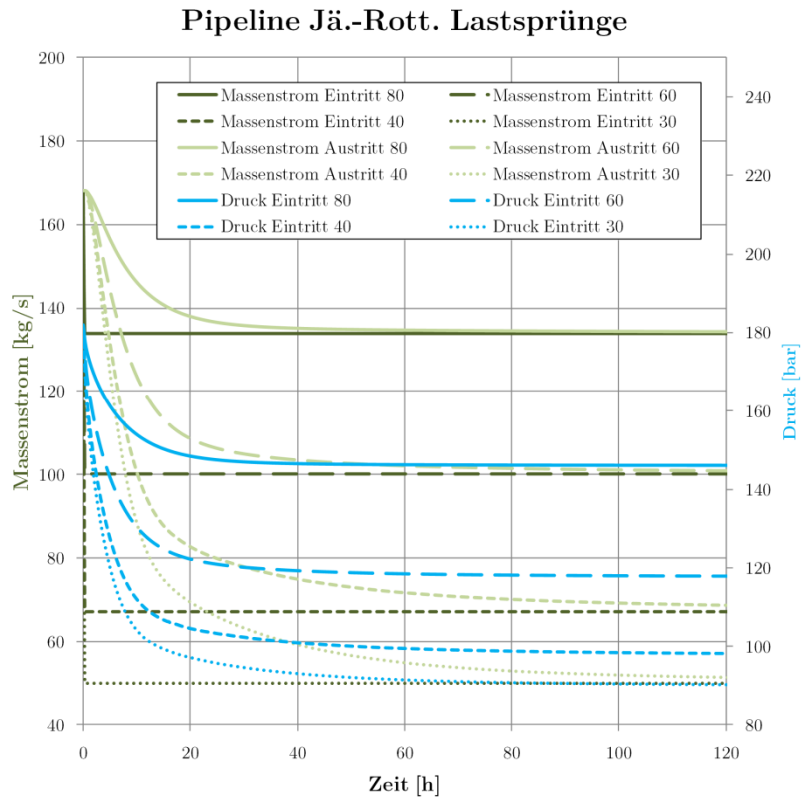


Abb. A XII.2 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen negativen Lastsprüngen

Betrachtet man den umgekehrten Fall, d. h. Erhöhung des Eintrittsmassenstromes, ergibt sich folgendes Bild:

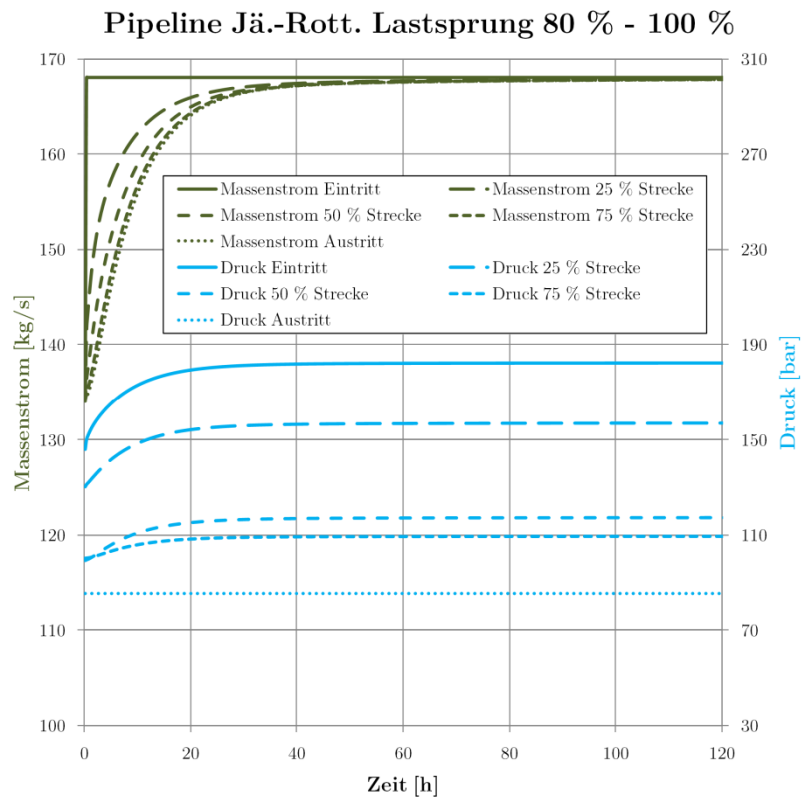


Abb. A XII.3 Massenstrom- und Druckverläufe positiver Lastsprung 80 % auf 100 % (Sz_1_80-100_R)

Die Verläufe sind praktisch spiegelverkehrt zum negativen Lastsprung. Die Anpassungsvorgänge des Austrittsmassenstromes dauern etwa 31 Stunden (5 % verbleibende Abweichung). Auch hier muss die Druckanpassung innerhalb etwa 20 Stunden erfolgen, um den Austrittsdruck zu halten. Folgende Grafik zeigt den Überblick der anderen Sprünge (Sz_1_80-100_R, Sz_1_60-100_R, Sz_1_40-100_R, Sz_1_30-100_R):

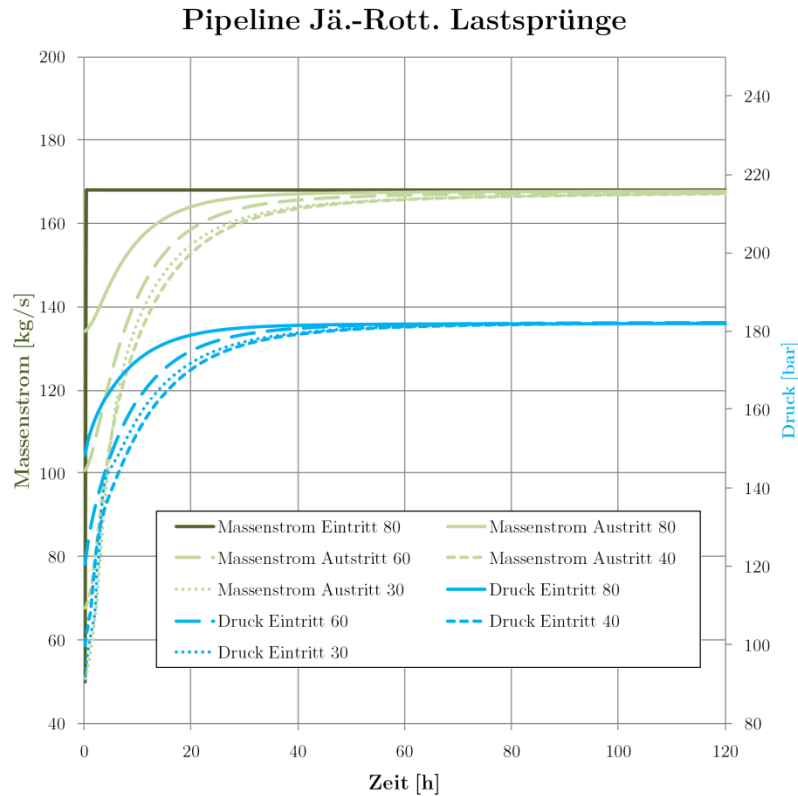


Abb. A XII.4 Massenstrom- und Druckverläufe bei verschiedenen positiven Lastsprüngen

XIII. Ergebnisse Szenario 2

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam Shut-Down-Test

Folgende Grafik zeigt die Massenstrom- und Druckverläufe während des gesamten Shut-Down-Tests:

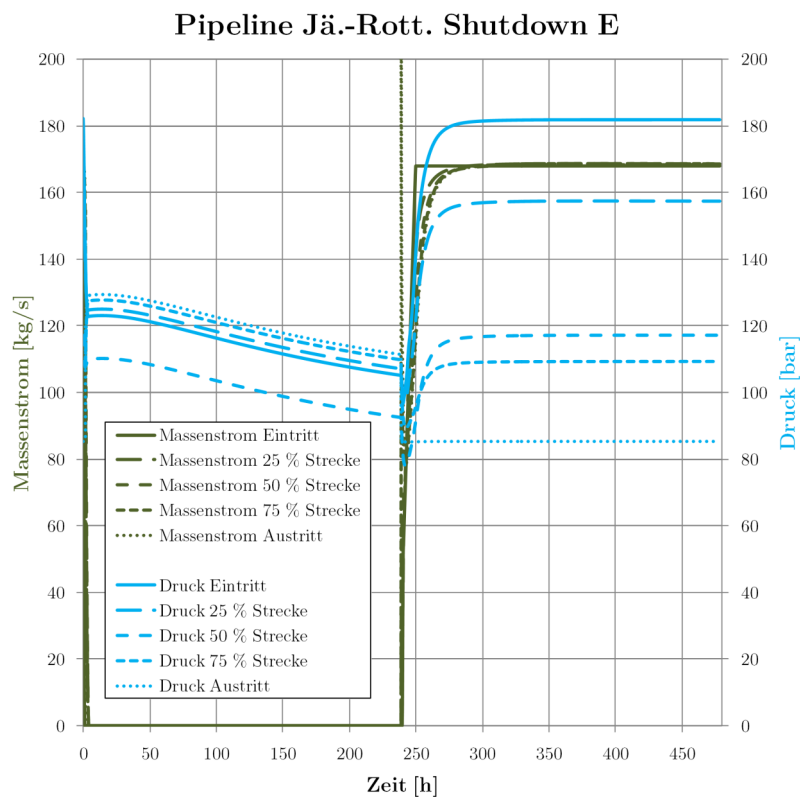


Abb. A XIII.1 Druck- und Massenstromverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_E_R)

Betrachtet man den Abfahrvorgang (siehe nachfolgendes Bild), kann man erkennen, dass die Pipeline innerhalb etwa fünf Stunden komplett heruntergefahren wird. Zunächst fallen Massenstrom und Druck durch die Reduktion des Eintrittsmassenstromes. Nach 100 Minuten ist das Ende der Pipeline komplett geschlossen, es kommt zum Druckanstieg vom Ende der Pipeline, bis alle Strömungsvorgänge beendet sind und der Druck der Pipeline rein vom Höhenprofil abhängt.

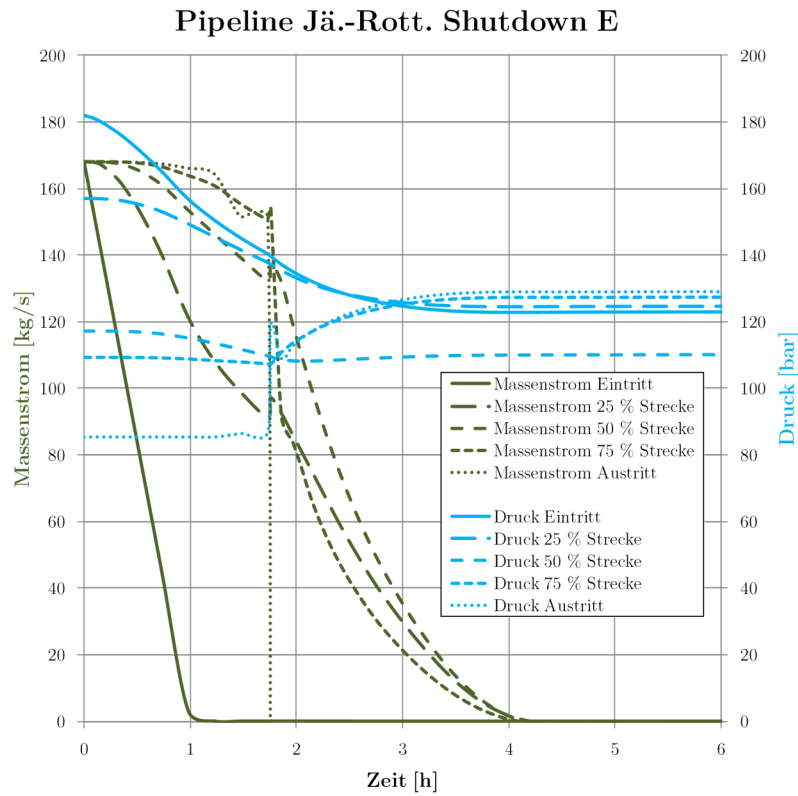


Abb. A XIII.2 Druck- und Massenstromverläufe zu Beginn des Shut-Down-Tests (Sz_2_E_R)

Während des etwa 10-tägigen Stillstands sinkt der Druck durch die Abkühlung und Dichtezunahme weiter leicht ab:

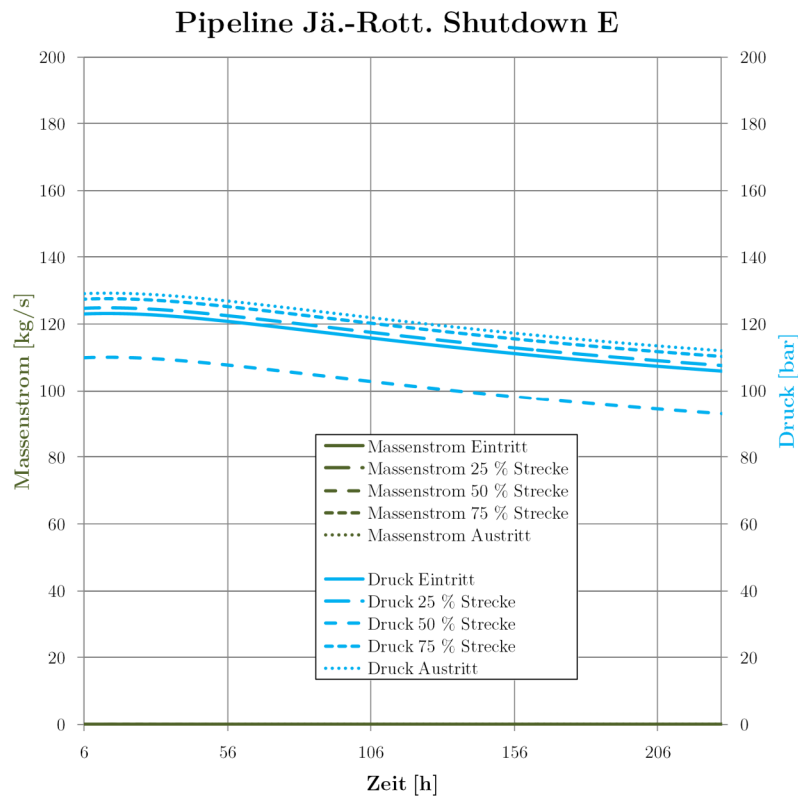


Abb. A XIII.3 Druck- und Massenstromverläufe im Stillstand des Shut-Down-Test (Sz_2_E_R)

Betrachtet man die Temperatur- und Dichteverläufe, sieht man, dass der Einfluss durch die Abkühlung nur gering ist, da große Teile der Pipeline bereits Umgebungstemperatur angenommen haben. Lediglich die ersten Kilometer verzeichnen eine deutliche Abkühlung.

Die Temperaturerhöhung beim Wiederanfahren erfolgt dementsprechend ebenso schnell und es bildet sich wieder das statische Temperaturprofil aus.

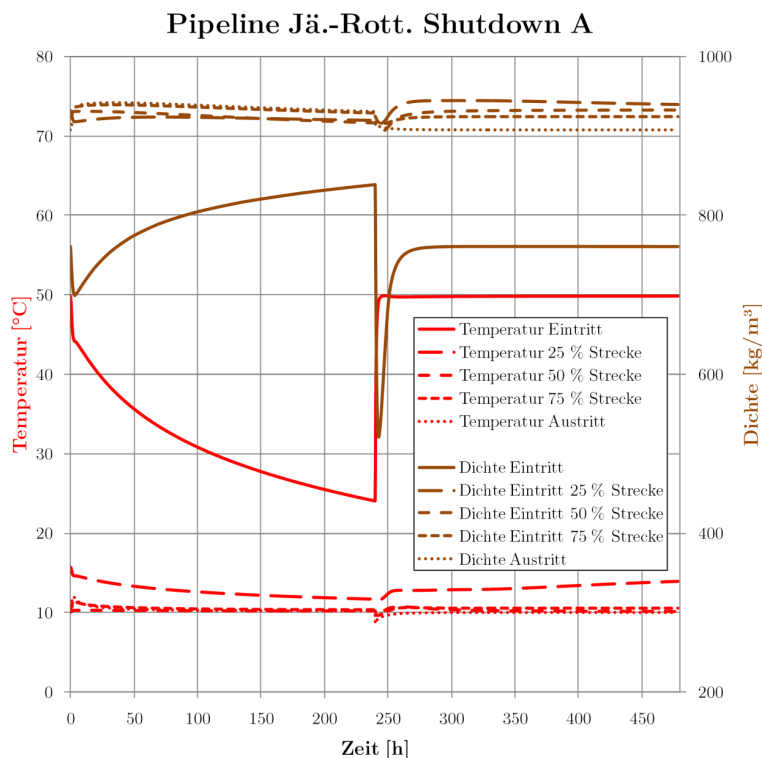


Abb. A XIII.4 Temperatur- und Dichteverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_E_R)

Beim Wiederanfahren wird zunächst das Austrittsventil geöffnet, es kommt kurzzeitig zur Ausströmung mit hohen Massenströmen, bis am Austritt 85 bar erreicht sind. Nach dem Wiederabfahren des Kraftwerkes steigen die Massenströme und Drücke zügig, bis nach etwa zwei Tagen wieder nahezu das statische Druckprofil erreicht ist (siehe folgende Abbildung).

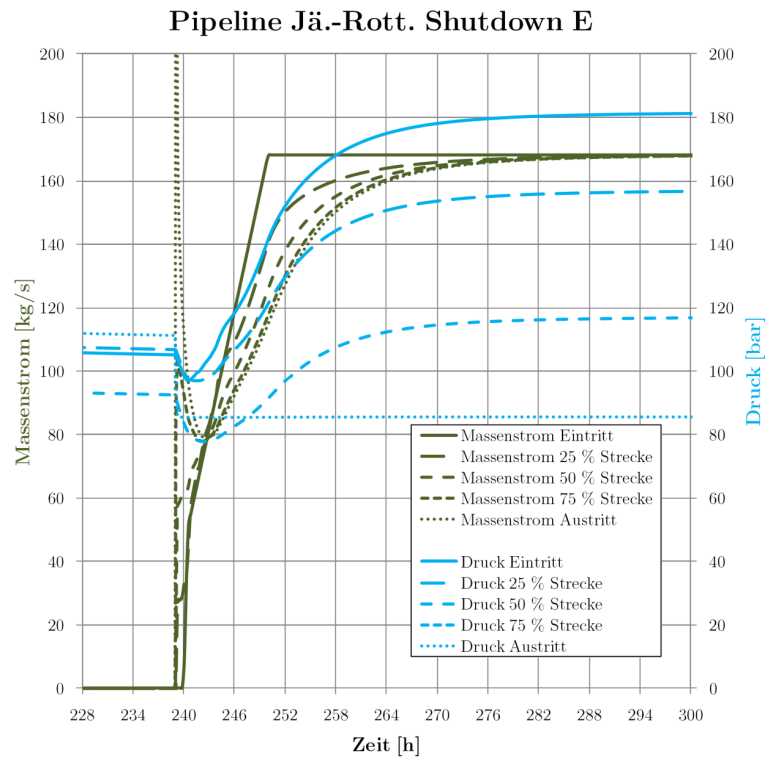


Abb. A XIII.5 Druck- und Massenstromverläufe beim Wiederanfahren (Sz_2_E_R)

Bezüglich der Temperaturen und der Dichte des CO₂ werden wie bereits erwähnt nur die ersten Kilometer der Pipeline beeinflusst. Bereits nach einem Viertel der Strecke sind keine wesentlichen Änderungen von Temperatur und Dichte mehr zu verzeichnen. Die Dichte des CO₂ am Eintritt wird beim Wiederanfahren kurzzeitig verringert, es werden jedoch keine Werte nahe der Phasengrenze erreicht. Folgende Abbildung zeigt die Verläufe beim Wiederanfahren:

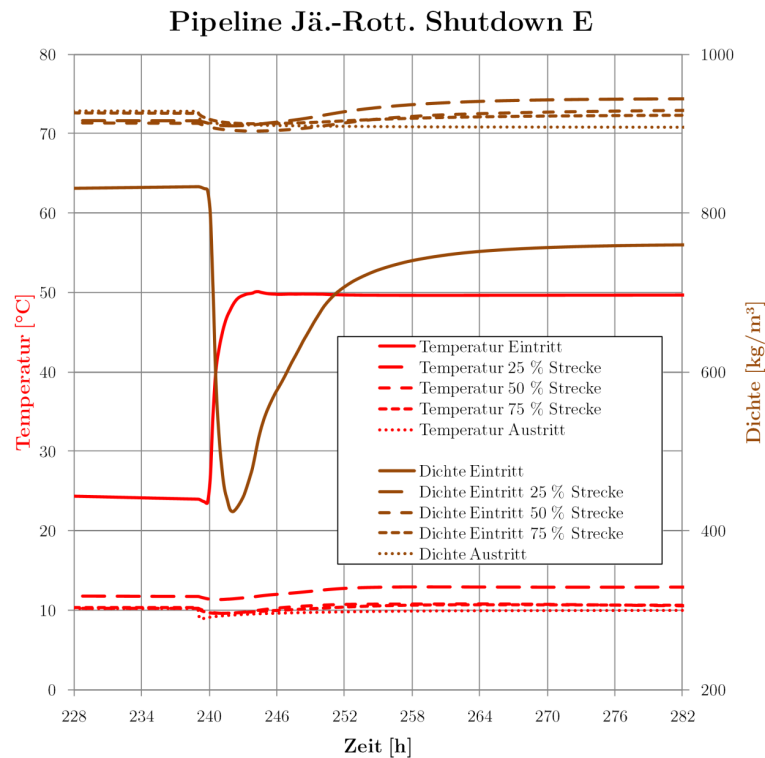


Abb. A XIII.6 Temperatur- und Dichteverläufe beim Wiederanfahren (Sz_2_E_R)

Bei der Auswertung der Strategie, zuerst das Austrittsventil zu schließen und dann den Massenstrom herunterzufahren sind nur wenige Unterschiede bemerkbar. Es kommt zu einem höheren Druckniveau während der Stillstandszeit, da vor dem Abfahren des Kraftwerkes mehr CO₂ in die Pipeline geleitet wurde (siehe folgende Abbildung).

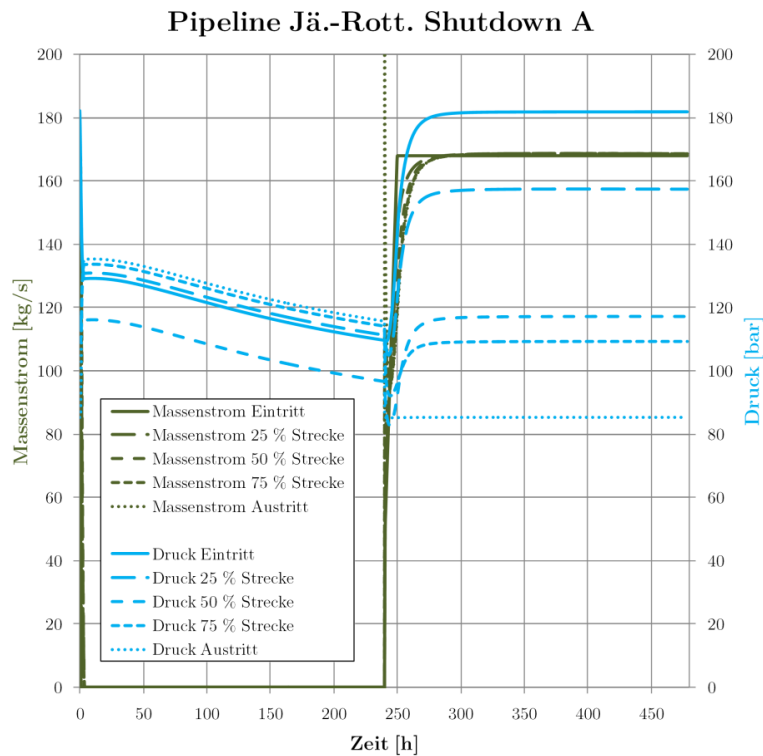


Abb. A XIII.7 Druck- und Massenstromverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_A_R)

Bei den Temperaturverläufen ergibt sich ein ähnliches Bild wie beim Szenario Sz_2_E_R:

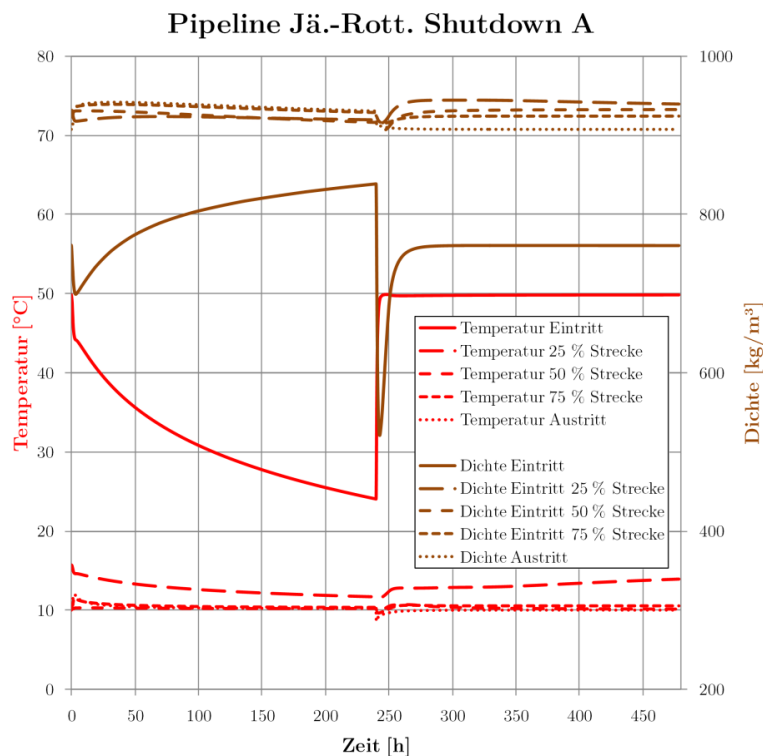


Abb. A XIII.8 Temperatur- und Dichteverläufe Shut-Down-Test (Sz_2_A_R)

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass sowohl das Ab- als auch das Anfahren der Pipeline mit den vorgestellten Strategien ohne größere Probleme zu bewerkstelligen ist.

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam Linepack-Test

Folgende Abbildung zeigt den Verlauf von Drücken und Massenströmen nach dem Schließen des Austrittsventiles:

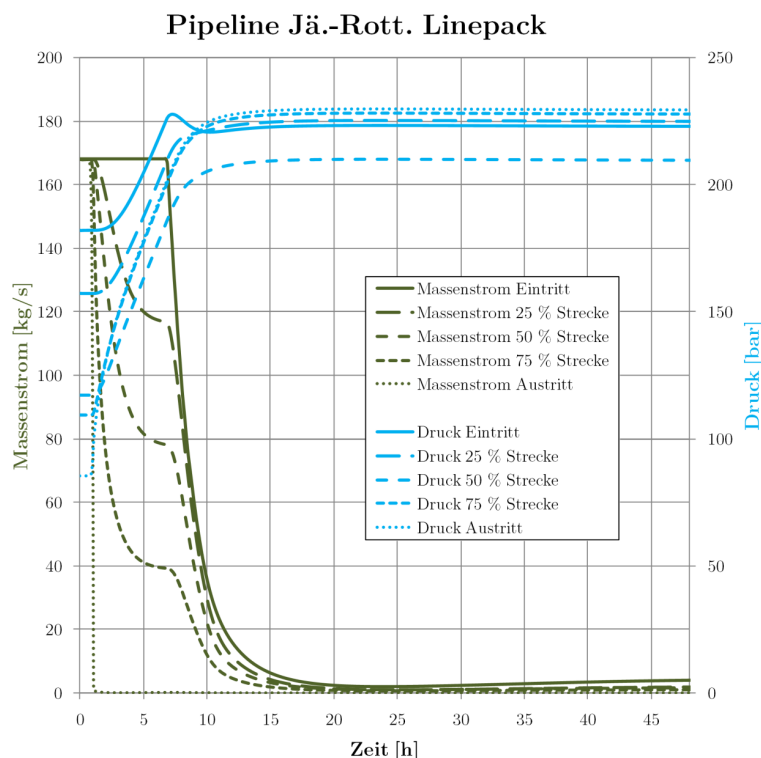


Abb. A XIII.9 Massenstrom- und Druckverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_R)

Es kann noch etwa sechs Stunden mit vollem Massenstrom eingespeist werden, nach etwa zehn Stunden ist auf der gesamten Länge der Pipeline der gewählte Maximaldruck erreicht (der Druck auf 50 % der Strecke liegt aufgrund des Pipelineprofils und des resultierenden hydrostatischen Druckes auf einem niedrigeren Niveau). Etwa zur gleichen Zeit müsste das Kraftwerk aufgrund Minderlast abschalten. Es wäre aber theoretisch eine weitere Einspeisung mit niedrigem Massenstrom (etwa 4 kg/s möglich, ohne den Maximaldruck zu erreichen). Grund hierfür ist die weitere Abkühlung des eintretenden CO₂, mit entsprechender Dichtezunahme (siehe folgendes Diagramm).

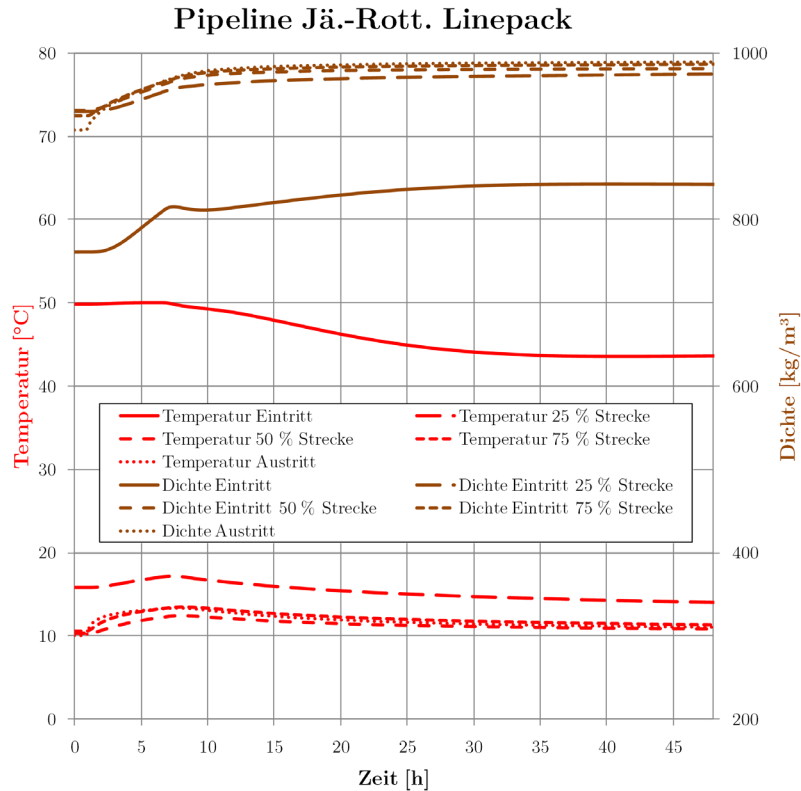


Abb. A XIII.10 Temperatur- und Dichteverläufe Linepack-Test (Sz_2_LP_R)

Wird der am Eintritt eingespeiste Massenstrom integriert, kann man erkennen, dass mit dieser Strategie in zehn Stunden etwa 5000 t CO₂ zusätzlich in der Leitung gespeichert werden können.

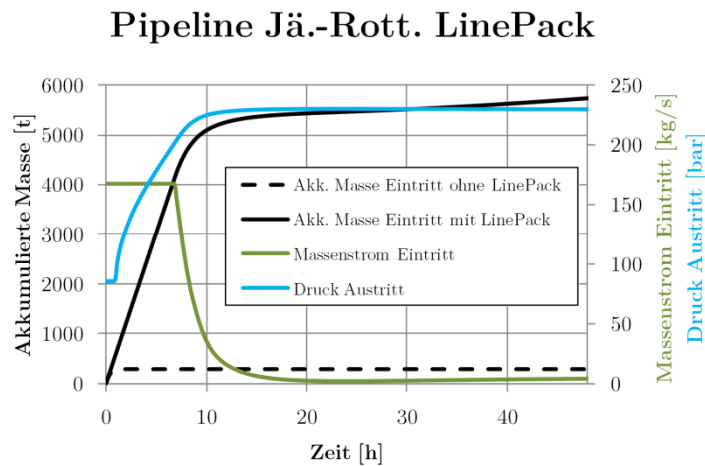


Abb. A XIII.11 Akkumulierte Masse Linepack-Test (Sz_2_LP_R)

Die hier dargestellte Vorgehensweise stellt den Extremfall dar, bei dem der Massenstrom am Austritt auf null heruntergefahren wird. Dies wäre der Fall bei einer Verflüssigungsanlage direkt am Austritt der Pipeline. Für den Schiffstransport würde das CO₂ weiter abgekühlt, bis es bei geringen Drücken transportierbar ist (siehe Kapitel 2.2.4.1).

Um beim Wechsel der Tankschiffe nicht das gesamte Pipelinesystem herunterfahren zu müssen, bietet sich das Linepacking zur Überbrückung an. Das Linepacking dient hierbei zur Koppelung von kontinuierlichem und diskontinuierlichem Transport.

XIV. Ergebnisse Szenario 3

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Sz_3_12_11

Die Druck- und Massenstromverläufe für das Szenario Sz_3_12_11 sind in folgender Abbildung dargestellt:

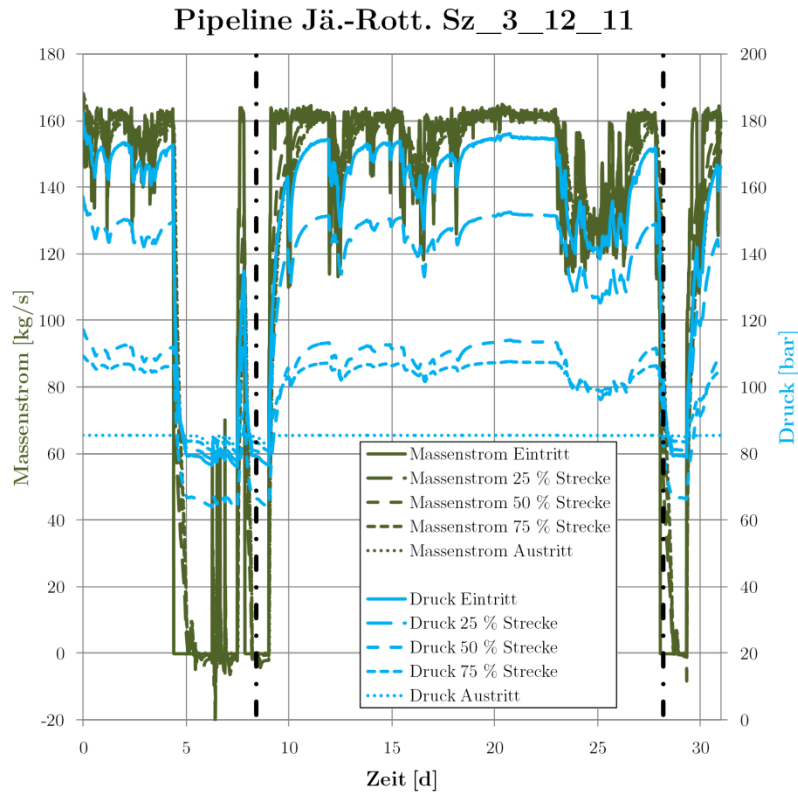


Abb. A XIV.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

In zwei Zeiträumen kommt es zu längeren Stillstandszeiten, während derer sich die Strömungsrichtung in der Pipeline teilweise umkehrt. Es werden Drücke erreicht, die teilweise nur knapp unter 70 bar betragen. Am Eintritt beträgt der niedrigste Druck etwa 80 bar. Durch die Randbedingung von 85 bar am Austritt kommt es so lange zu einer Ausströmung am Austritt, bis der Austrittsdruck kleiner 85 bar beträgt. Ab dann wirkt das Rückschlagventil und es kommt durch die Abkühlung des CO_2 in der Pipeline zu einer Dichteerhöhung und Druckverminderung.

Die zu verzeichnenden Temperaturen und Dichten sind in folgender Abbildung dargestellt:

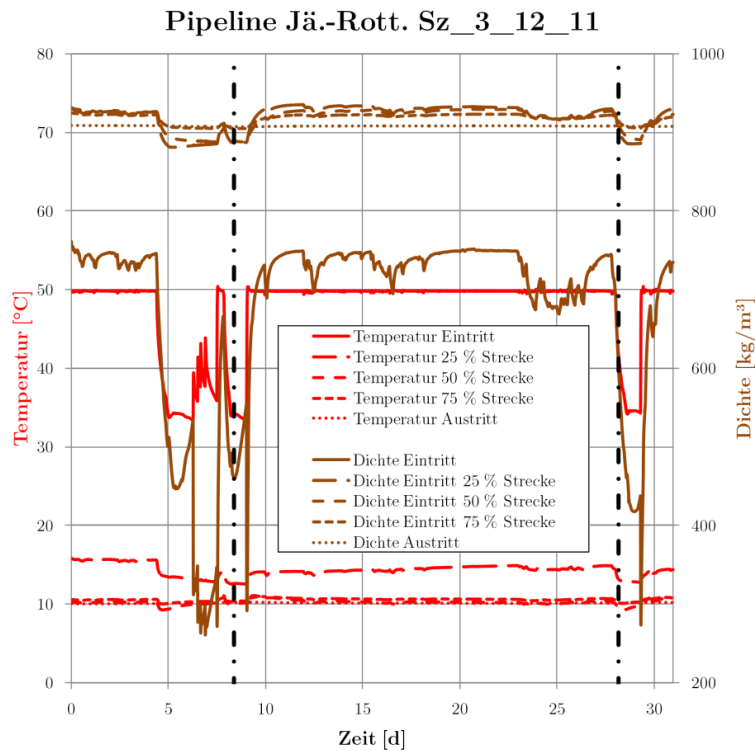


Abb. A XIV.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Während der Großteil der Pipeline nur geringfügige Temperatur- und Dichteänderungen erfährt, sind diese am Eintritt größer. Durch den geringeren Druck und die hohe Temperatur sinkt die Dichte während des Stillstands stark ab dies führt zu den erwähnten Rückströmungen. Dies zeigen auch die folgenden Diagramme, welche den Verlauf der CO₂-Parameter über die Pipeline zu den oben mit Strichpunkt-Linien markierten Zeiträumen darstellen.

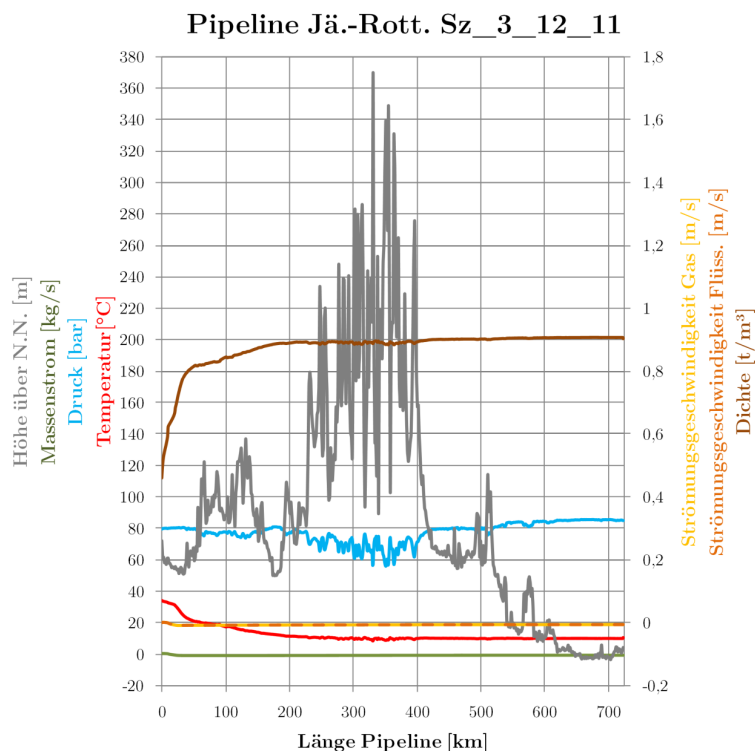


Abb. A XIV.3 Profil Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)

Der erste Zeitpunkt nach etwa 8,4 Tagen zeigt die Pipeline im Stillstand. Der Massenstrom am Eintritt ist null, vom Rest der Pipeline strömt CO₂ zurück. Der Prozessverlauf liegt nahe am kritischen Punkt:

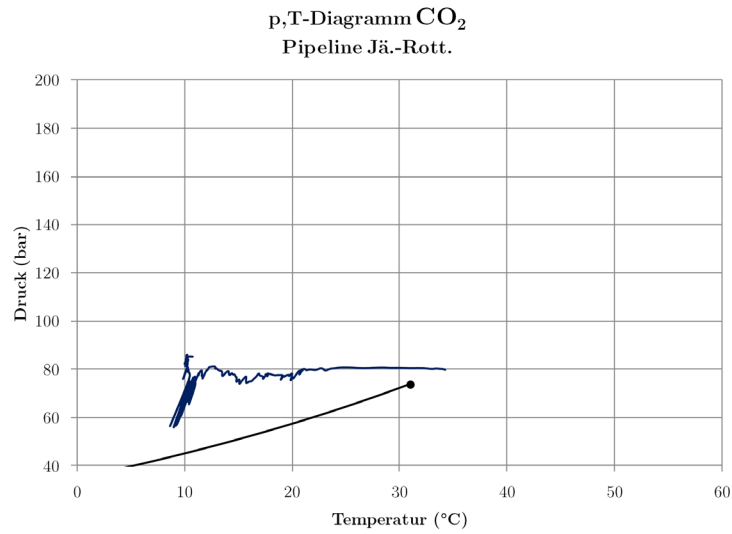


Abb. A XIV.4 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)

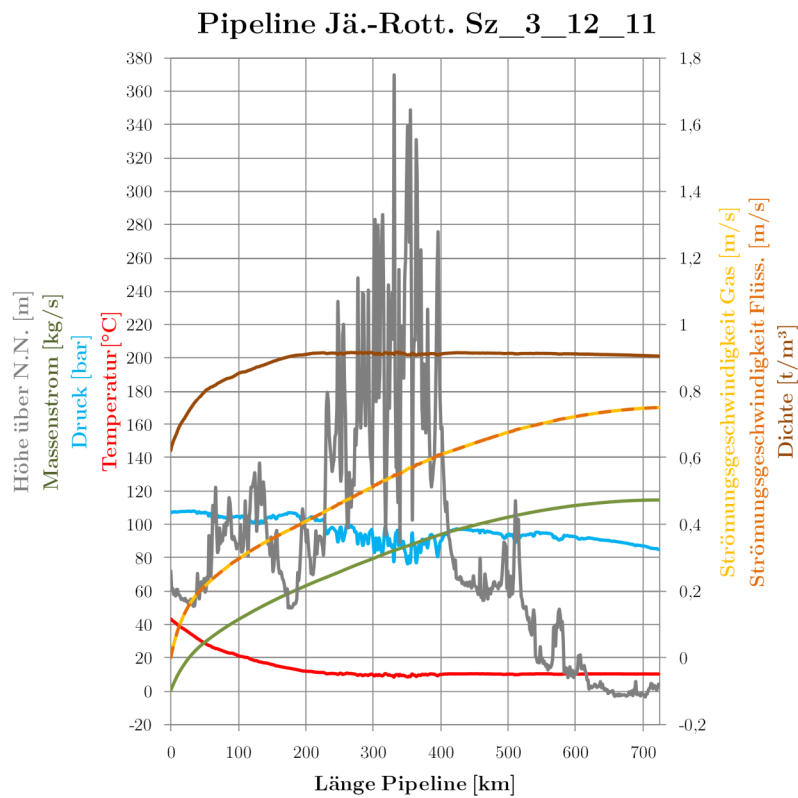


Abb. A XIV.5 Profil Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)

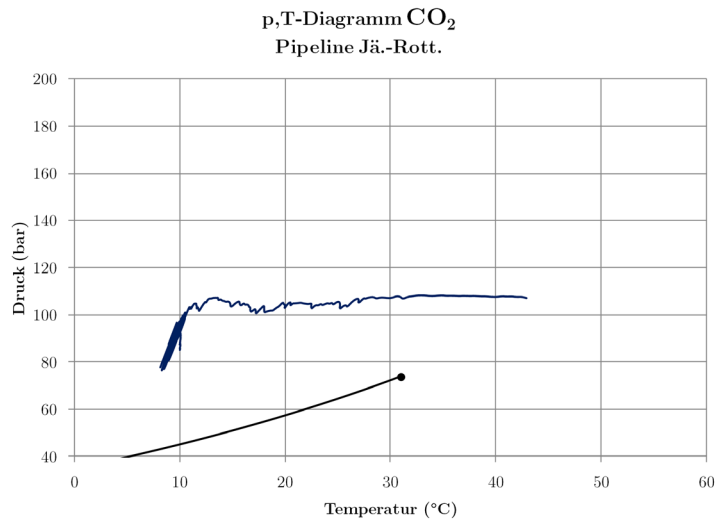


Abb. A XIV.6 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)

Zur Vermeidung der geringen Drücke während der Stillstandszeiten wurde das Szenario noch einmal mit geregelterm Austrittsventil simuliert.

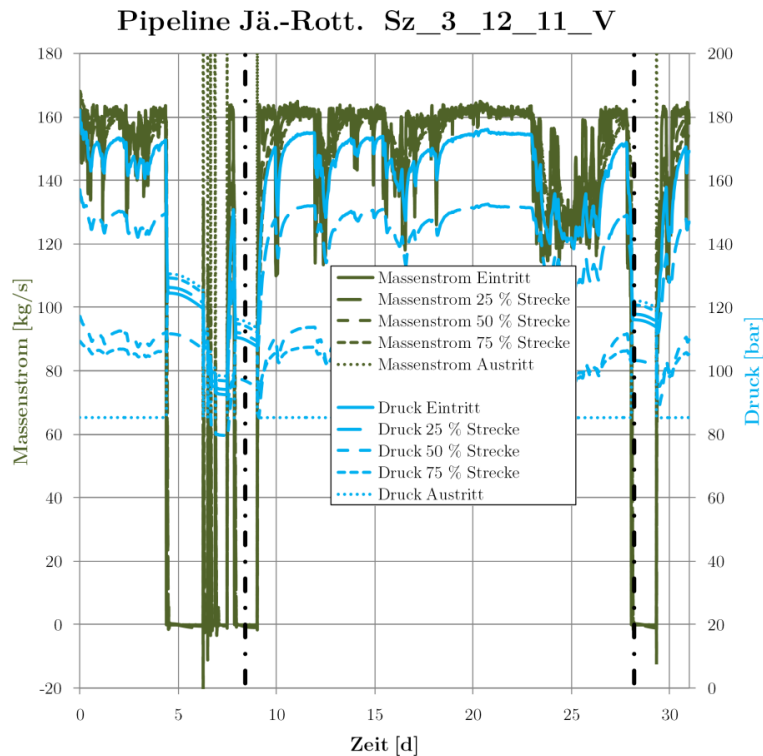


Abb. A XIV.7 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_12_11_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Durch das Schließen des Austrittsventiles bei Unterschreiten von 30 % Last erreicht man, dass die Pipeline nicht leerläuft. Es kommt zur Ausbildung eines deutlich höheren Druckniveaus während der Stillstandszeiten. Die im Zeitraum von sieben bis acht Tagen ersichtlichen Schwingungen des Austrittsmassenstromes entstehen durch die Regelung des Austrittsventiles. Dies öffnet bei positivem Massenstrom am Eintritt, wodurch es kurzzeitig zu sehr hohen Massenströmen am Austritt kommt, da dann die Druckdifferenz zu 85 bar am Austritt wie das Strömen in einen leeren Behälter wirkt. Im realen Betrieb wäre die Regelung des Austrittsventils so anzupassen, dass der mittlere Druck der Pipeline beim Stillstand etwas niedriger liegt (bspw. im Bereich 100 bar).

Bei den Temperatur- und Dichteverläufen sind die Auswirkungen geringer:

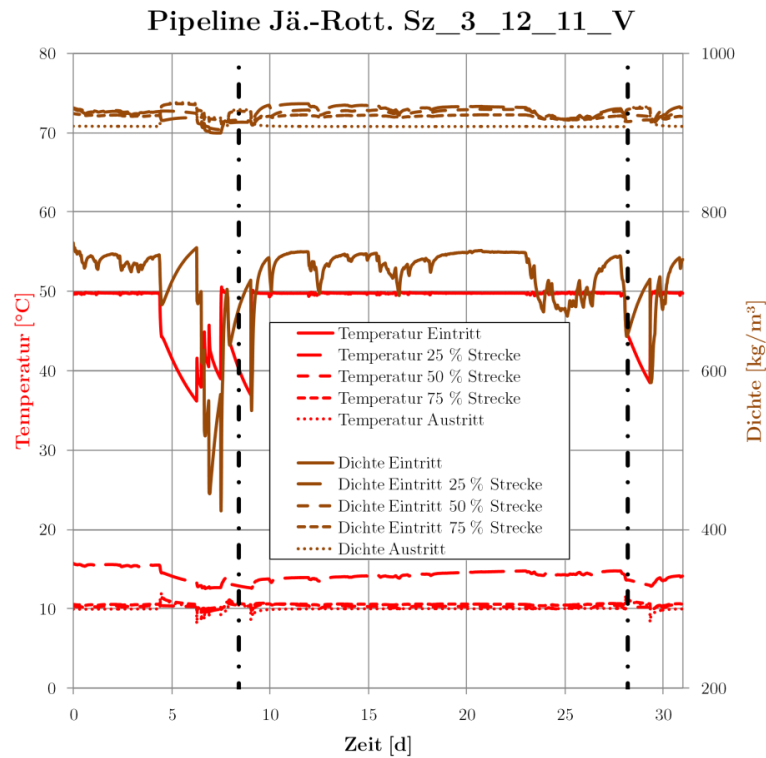


Abb. A XIV.8 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_12_11_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Es wird während der Stillstandszeiten insgesamt ein höheres Temperatur- und Dichteniveau gehalten. Statt teils unter 60 bar (Abb. A XIV.1) werden an allen Stellen der Pipeline 80 bar erreicht:

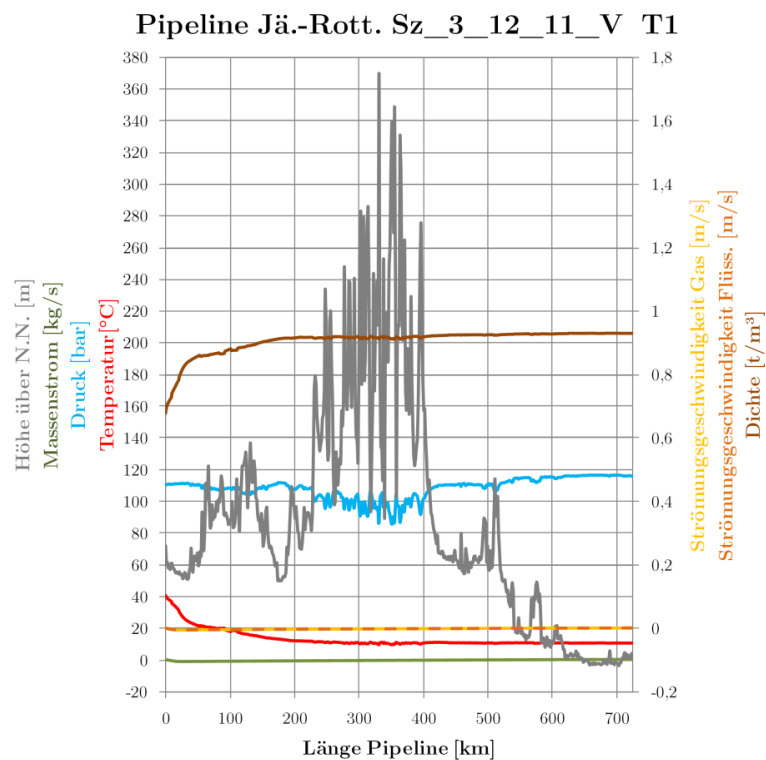
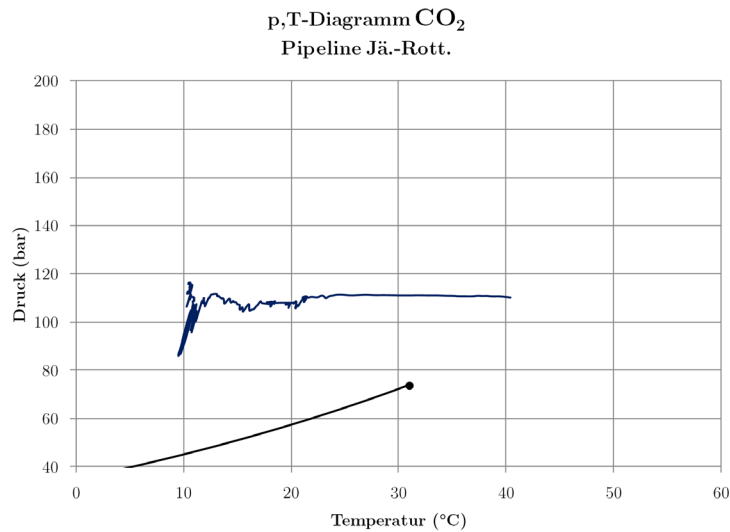


Abb. A XIV.9 Profil Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)

Der Transportprozess verläuft jetzt mit deutlichem Abstand vom kritischen Punkt:



Tab. A XIV.1 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 8,4 Tagen)

Gleiches gilt für den zweiten Zeitpunkt:

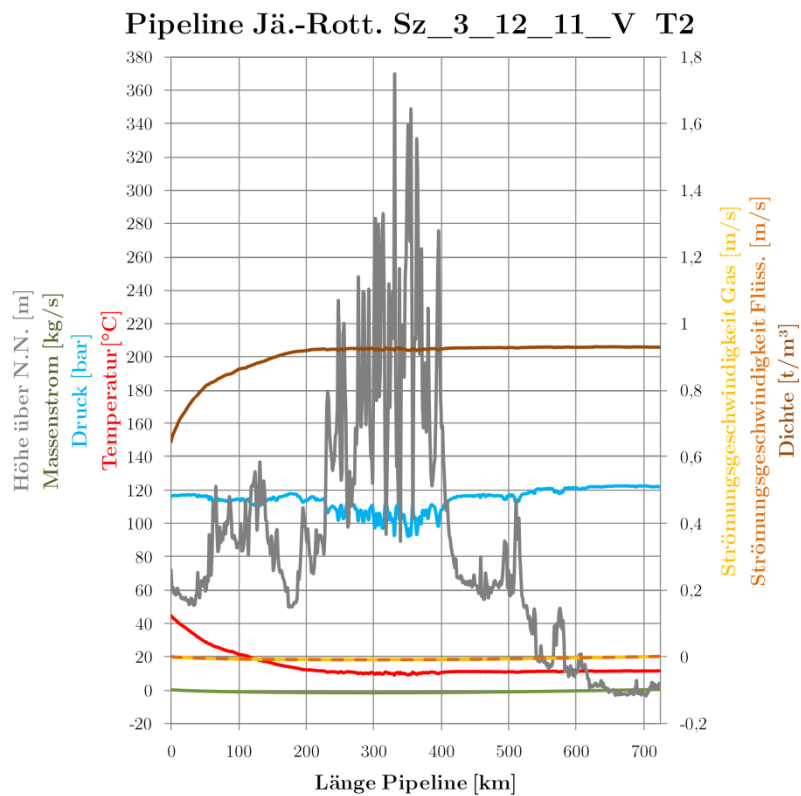


Abb. A XIV.10 Profil Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)

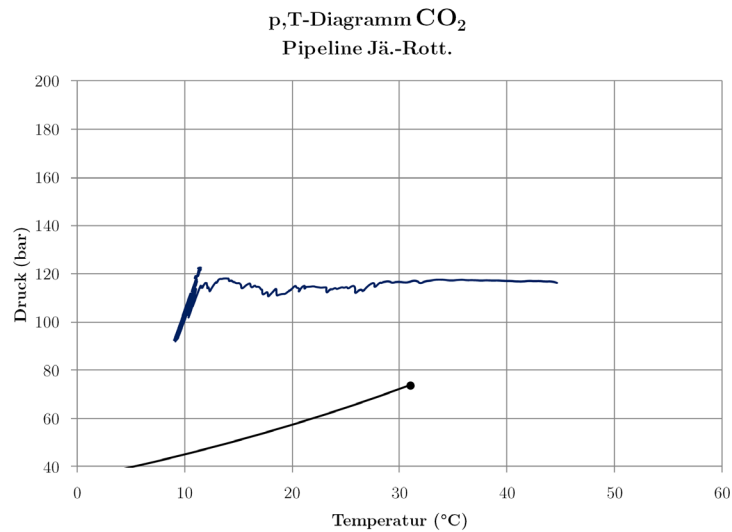


Abb. A XIV.11 p,T-Diagramm Sz_3_12_11_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 28,2 Tagen)

In den folgenden Szenarien werden nur noch die Varianten mit geregelterm Austrittsventil vorgestellt.

Sz_3_01_12_V

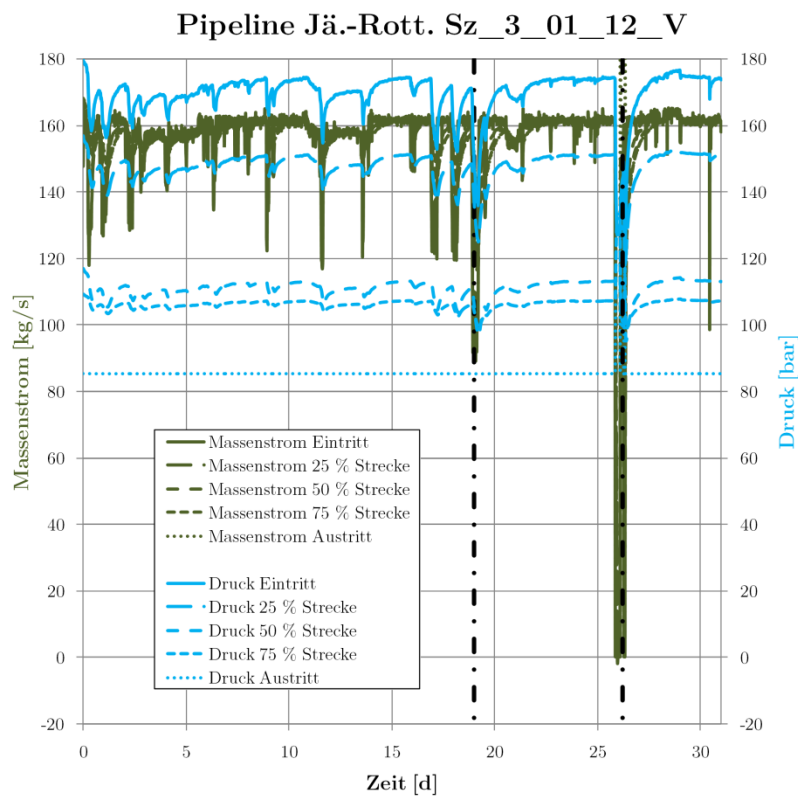


Abb. A XIV.12 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strichpunkt-Linie markiert)

Der Eintrittsdruck schwankt stark, wobei 120 bar nicht unterschritten werden. Die Temperaturen und Dichten schwanken nahezu gar nicht:

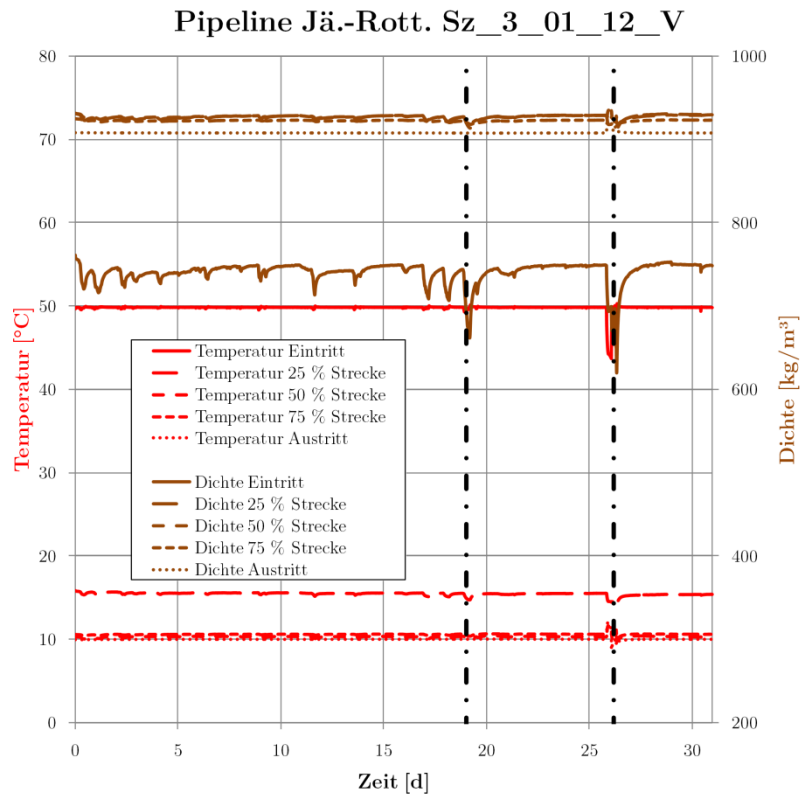


Abb. A XIV.13 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Insgesamt ergeben sich mit dem Lastgang keine Probleme in der Pipeline.

Die Detailgrafiken zu den ausgewählten Zeitpunkten sind in folgenden Abbildungen ersichtlich:

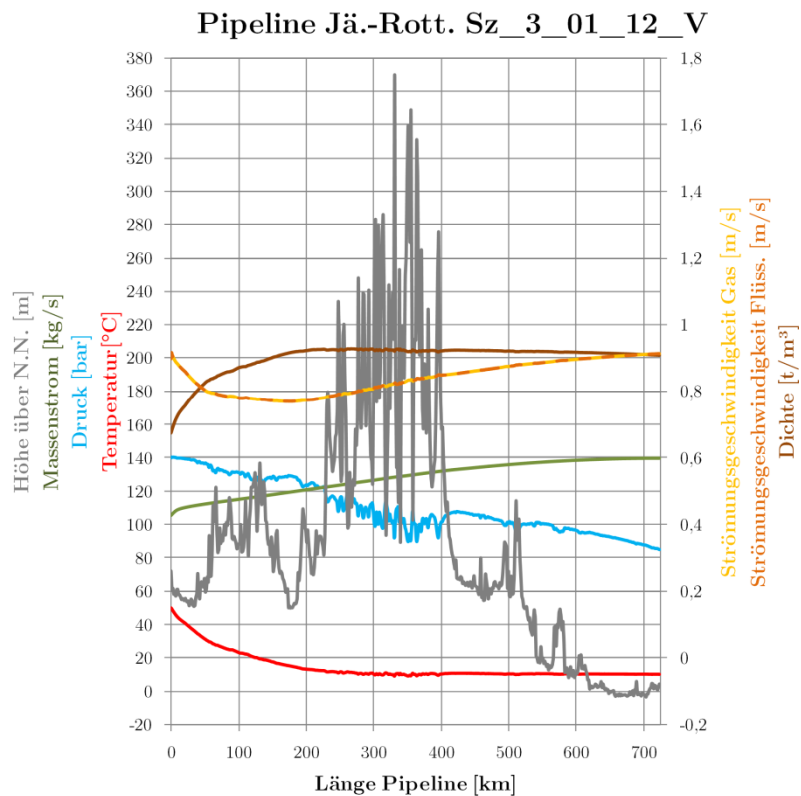


Abb. A XIV.14 Profil Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 19 Tagen)

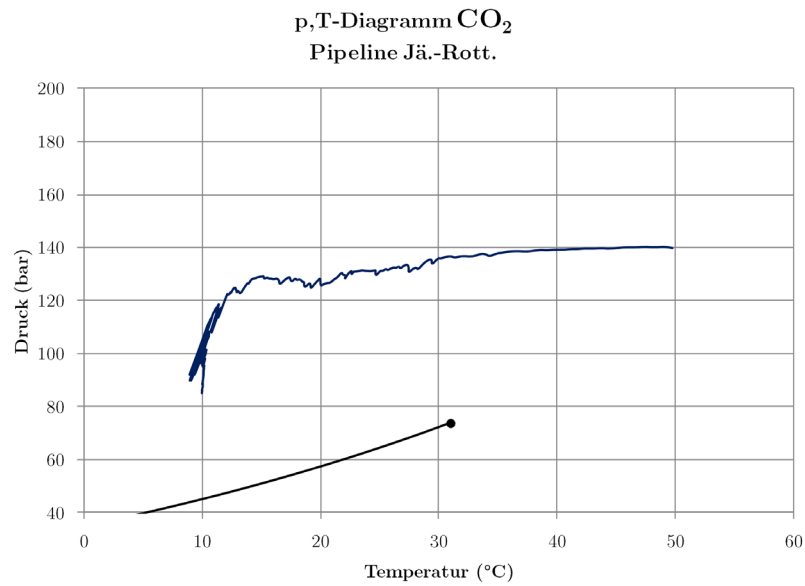


Abb. A XIV.15 p,T-Diagramm Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 19 Tagen)

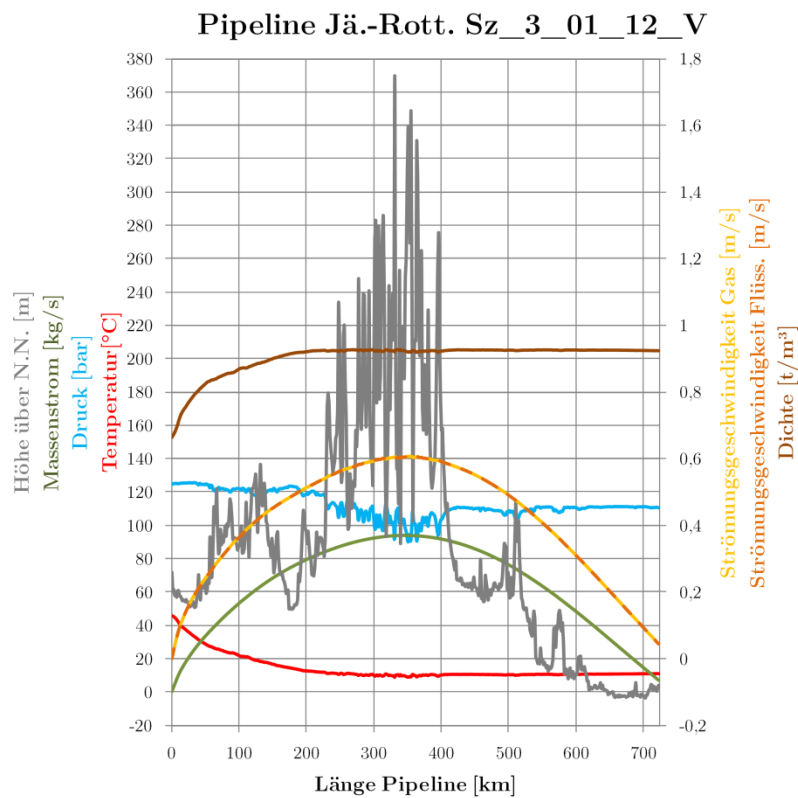


Abb. A XIV.16 Profil Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 26 Tagen)

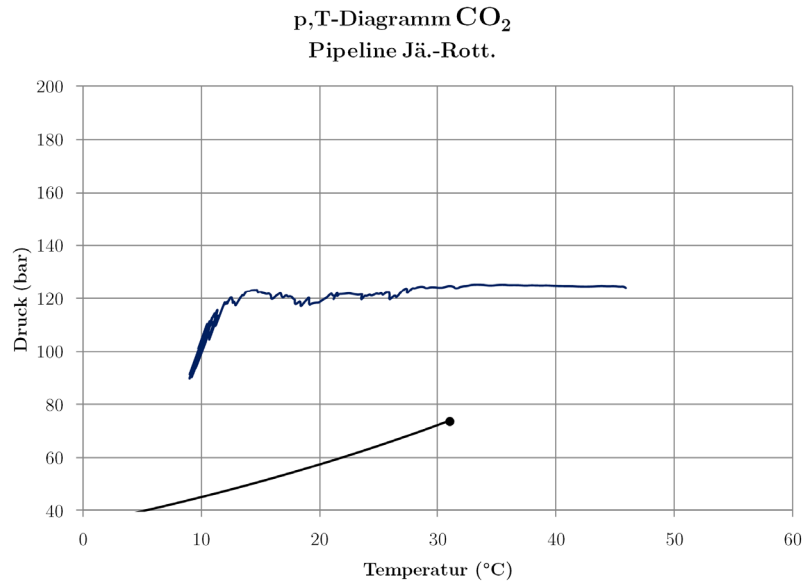


Abb. A XIV.17 p,T-Diagramm Sz_3_01_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 26 Tagen)

Sz_3_07_12_V

Szenario Sz_3_07_12_V stellt einen Monat mit durchgängig hoher Leistung des Kraftwerkes dar. Es gibt nur geringe Abweichungen von der vollen Last und entsprechend auch nur geringe Druckschwankungen:

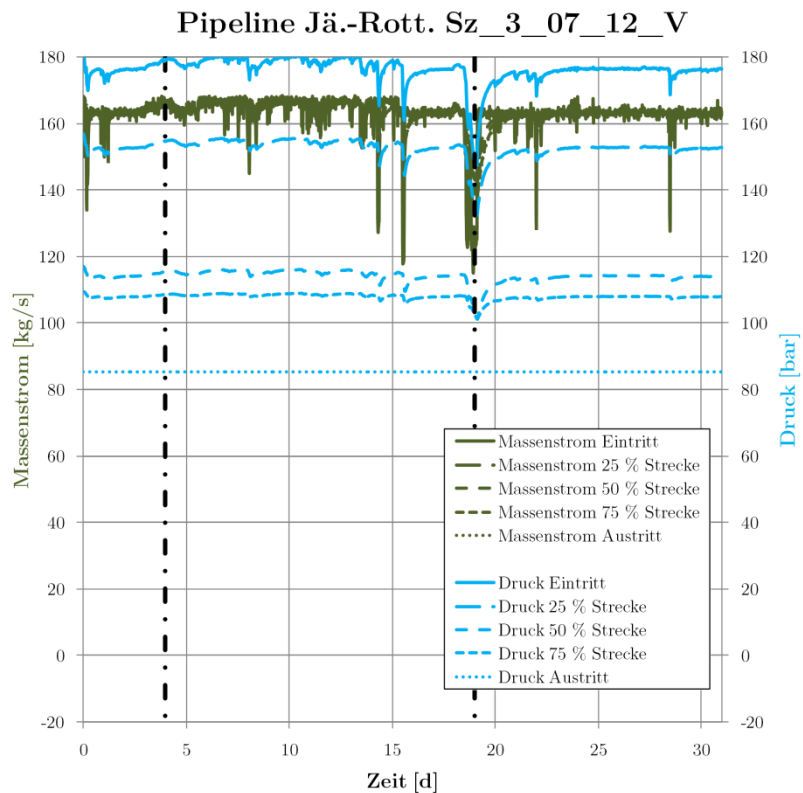


Abb. A XIV.18 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_07_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Die Temperatur- und Dichteverläufe sind über den ganzen Monat nahezu konstant:

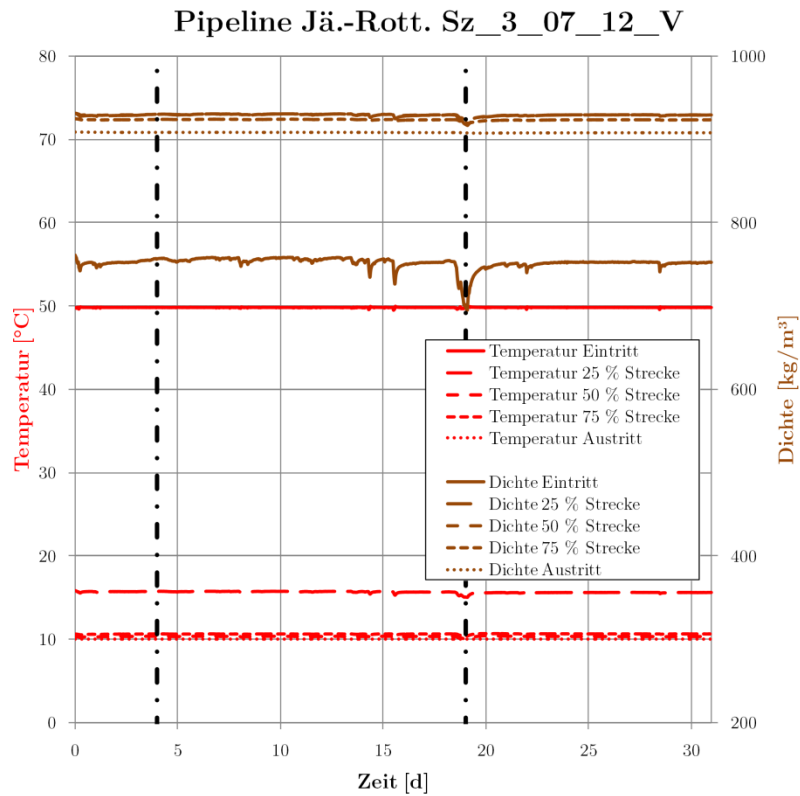


Abb. A XIV.19 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_07_12_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Die Detailgrafiken zu den ausgewählten Zeitpunkten sind in folgenden Abbildungen ersichtlich.

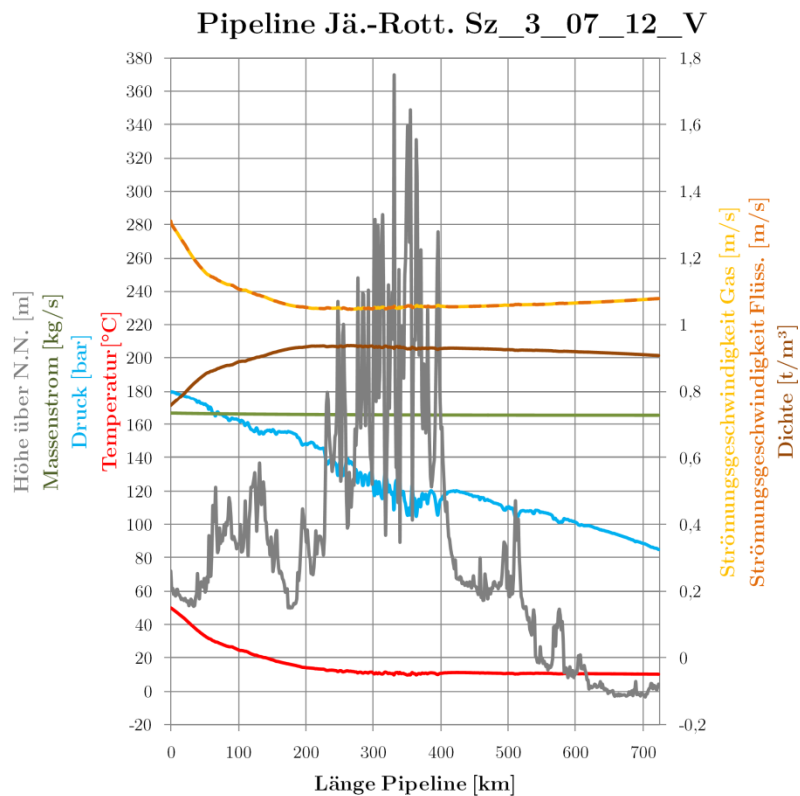


Abb. A XIV.20 Profil Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen)

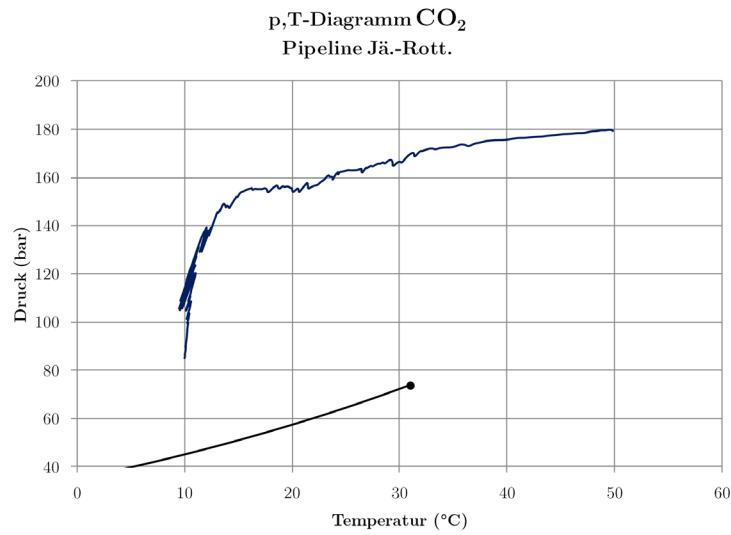


Abb. A XIV.21 p,T-Diagramm Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen)

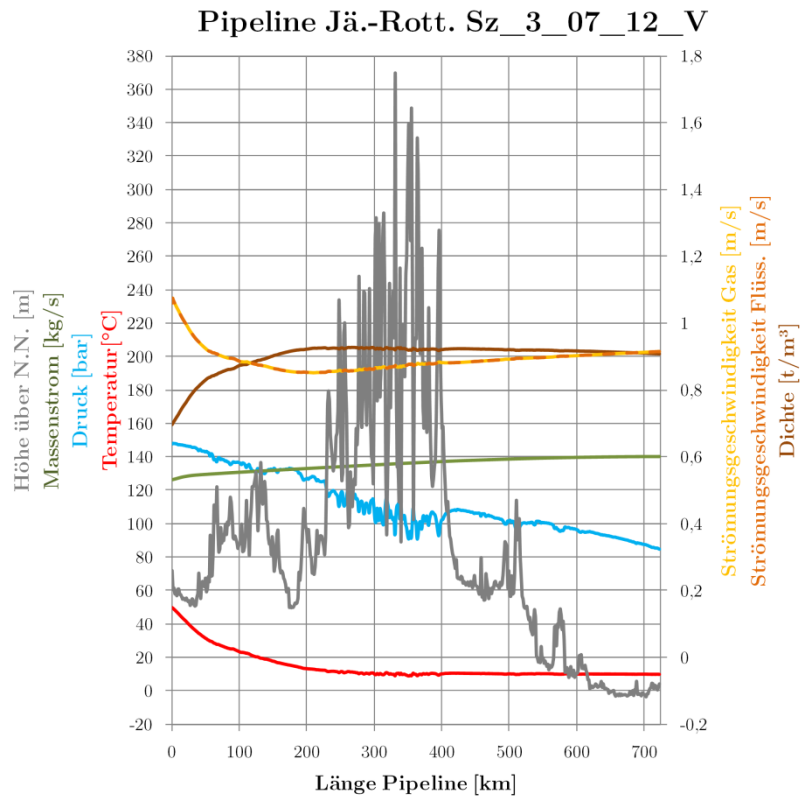


Abb. A XIV.22 Profil Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen)

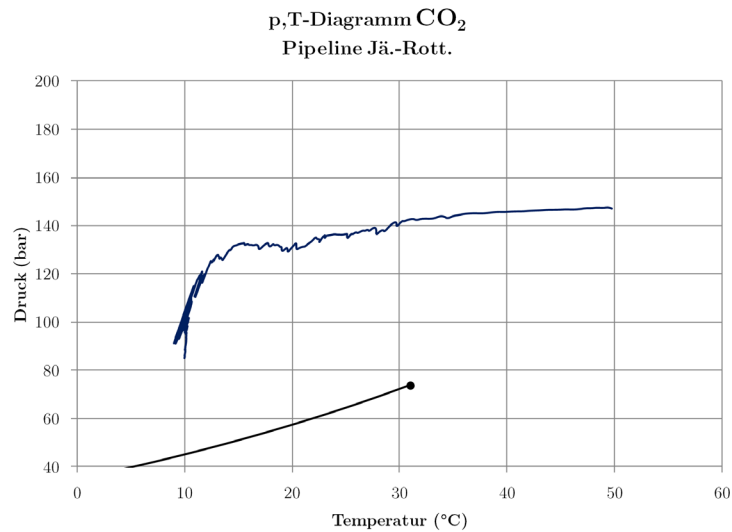


Abb. A XIV.23 p,T-Diagramm Sz_3_07_12_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen)

Sz_3_01_13_V

Szenario Sz_03_01_13_V zeigt einen Monat mit Lasteinsenkungen am Monatsanfang, Reparaturstillstand in der Monatsmitte und Normalbetrieb am Monatsende. Während des Reparaturstillstands sinken die Drücke in der Leitung relativ stark ab, insbesondere die Pipelineabschnitte in höheren Lagen sind hiervon betroffen (hier etwa bei 75 % der Strecke). Es werden aber auch nach neun Tagen Stillstand keine problematischen (unterkritischen) Werte erreicht.

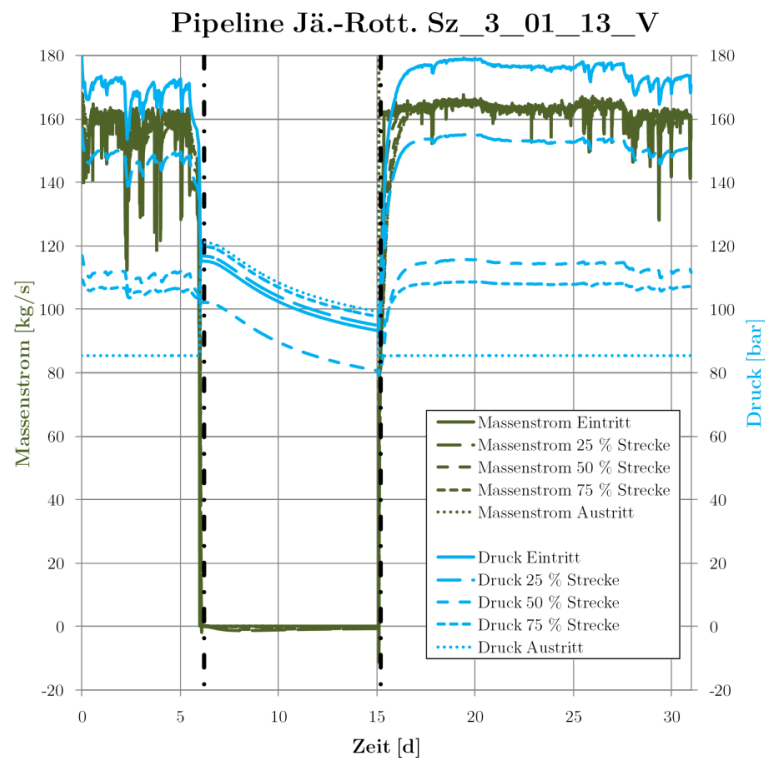


Abb. A XIV.24 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_01_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Die Temperaturen am Eintritt fallen innerhalb der Stillstandszeit ab, beim Wiederanfahren steigen diese jedoch schnell wieder an:

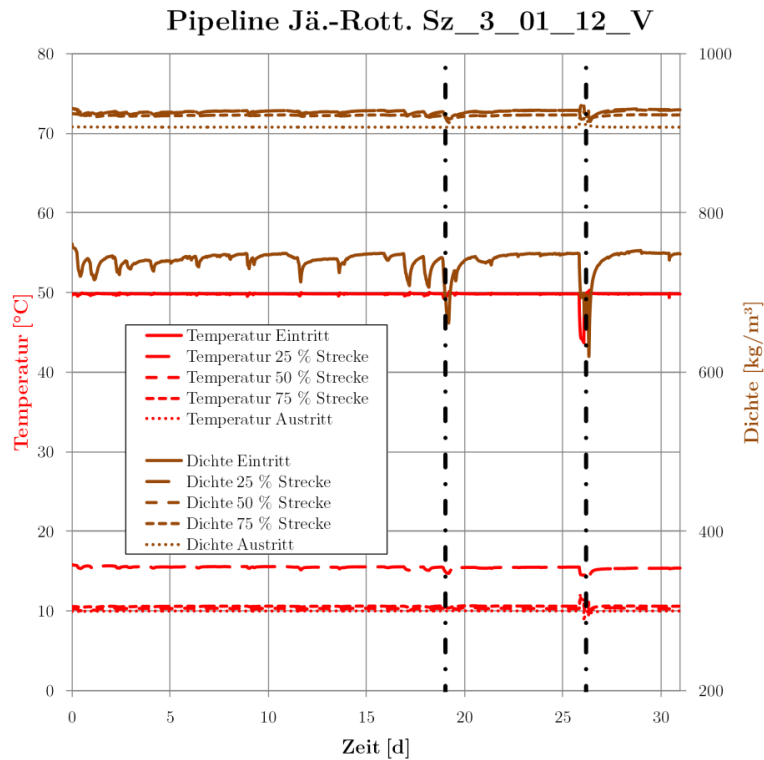


Abb. A XIV.25 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_01_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strichpunkt-Linie markiert)

Für die Pipeline sind längere Stillstandszeiten unproblematisch, da das CO₂ in allen Abschnitten überkritisch bleibt. Die Grafiken zu den ausgewählten Zeitpunkten sind in fnachfolgend ersichtlich:

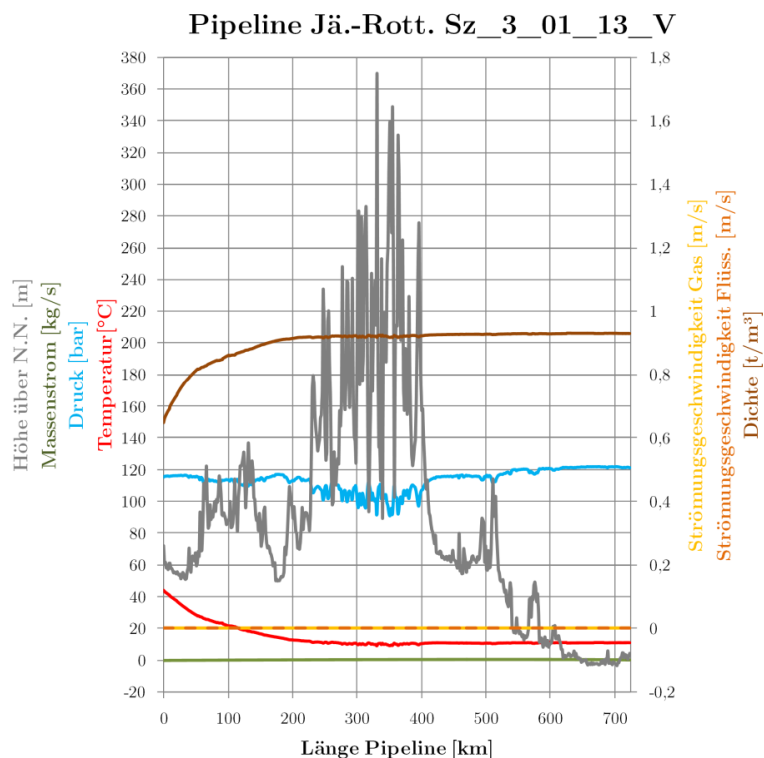


Abb. A XIV.26 Profil 8,4 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 6 Tagen)

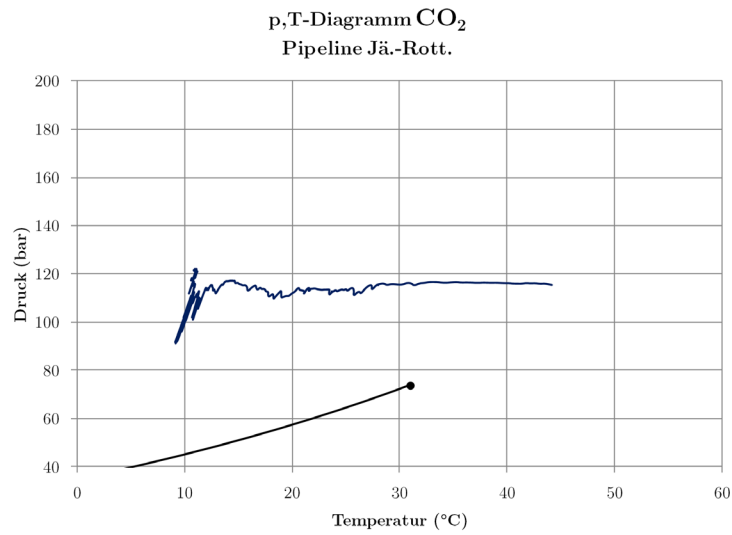


Abb. A XIV.27 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 6 Tagen)

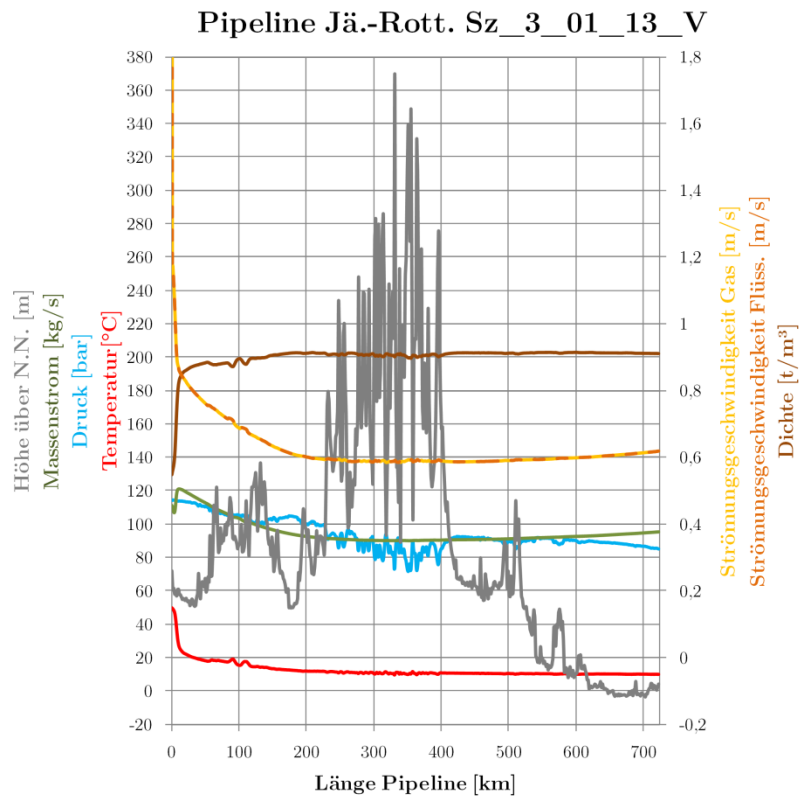


Abb. A XIV.28 Profil 28,2 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 15 Tagen)

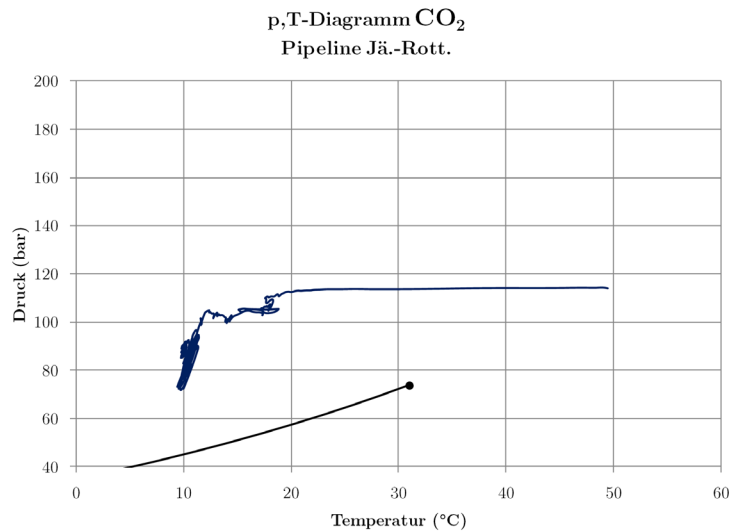


Abb. A XIV.29 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_01_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 15 Tagen)

Sz_3_02_13_V

Im Szenario Sz_03_02_13_V wird ein Monat mit stabilem Betrieb und wenigen Lasteinsenkungen dargestellt. Die Verläufe zeigen keine Besonderheiten:

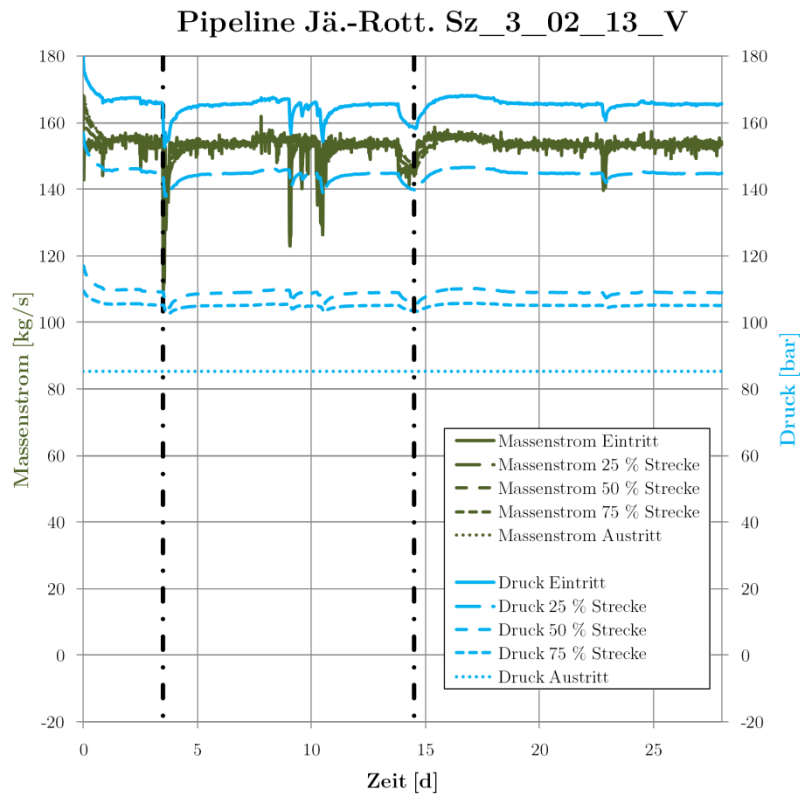


Abb. A XIV.30 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_3_02_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

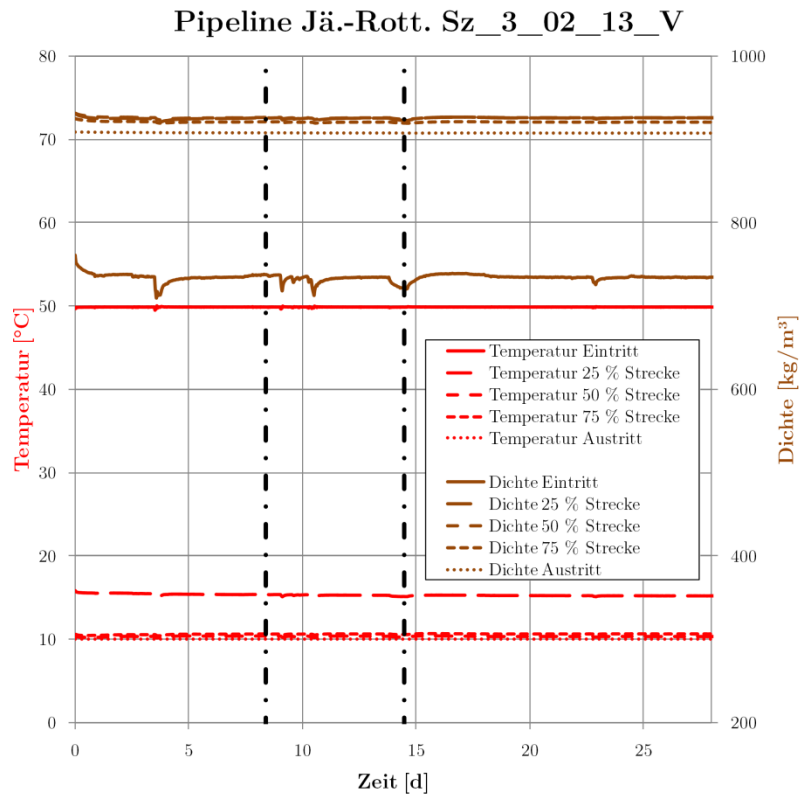


Abb. A XIV.31 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_3_02_13_V_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

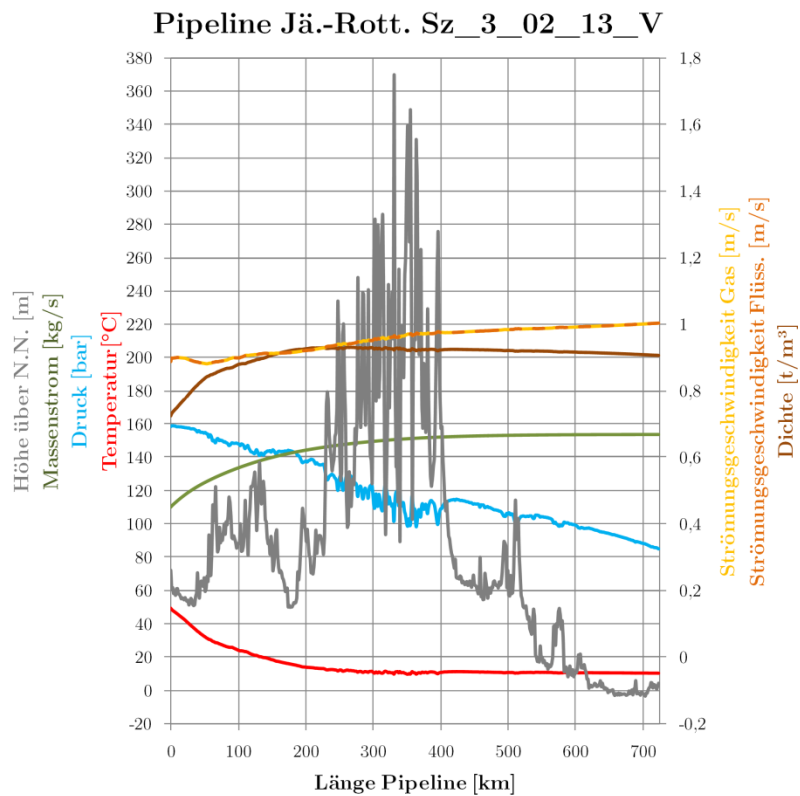


Abb. A XIV.32 Profil 8,4 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen)

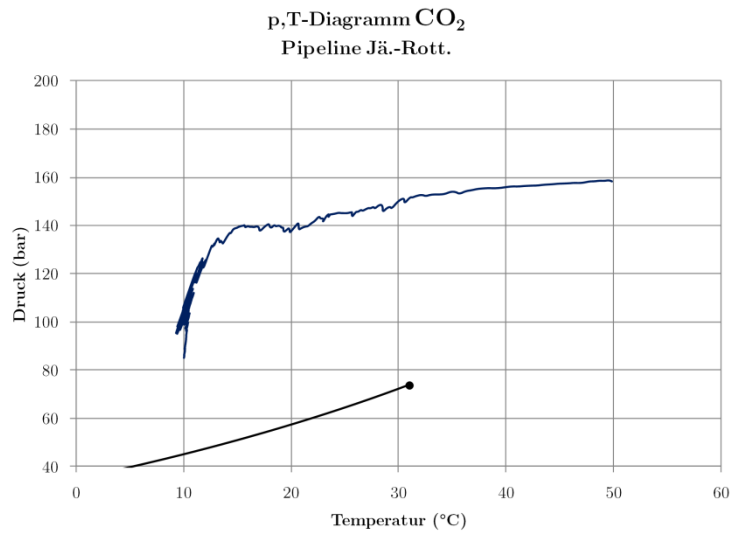


Abb. A XIV.33 p.T-Diagramm 8,4 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 4 Tagen)

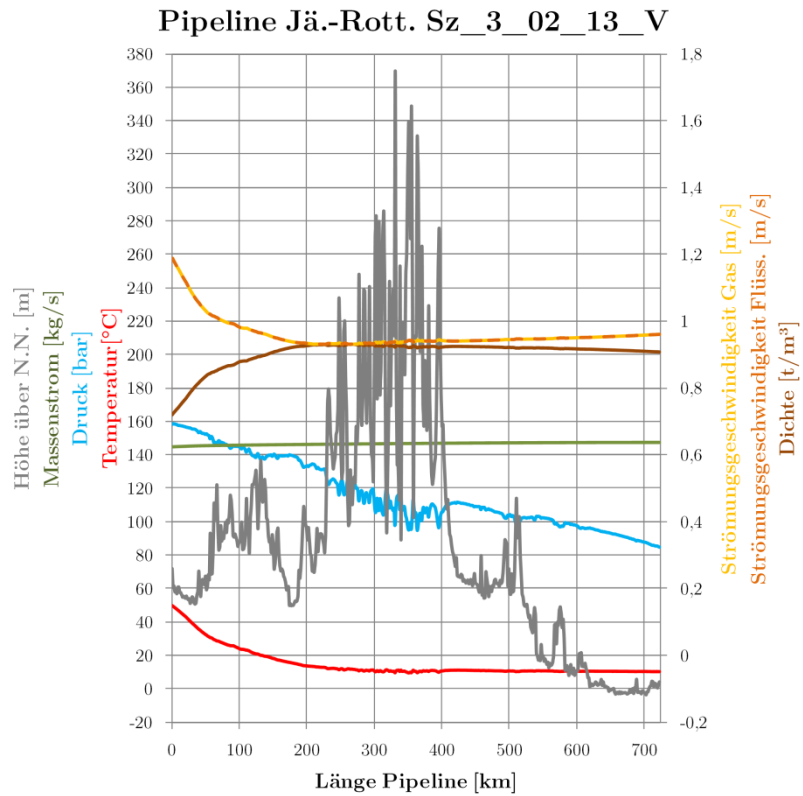


Abb. A XIV.34 Profil 28,2 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen)

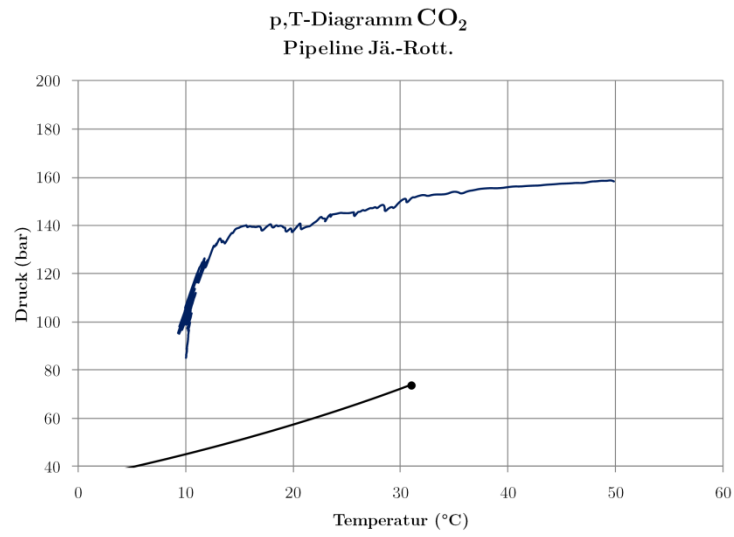


Abb. A XIV.35 p,T-Diagramm 8,4 d Sz_3_02_13_V_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 19 Tagen)

XV. Ergebnisse Szenario 4

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Folgende Grafik zeigt den Verlauf der Befüllung:

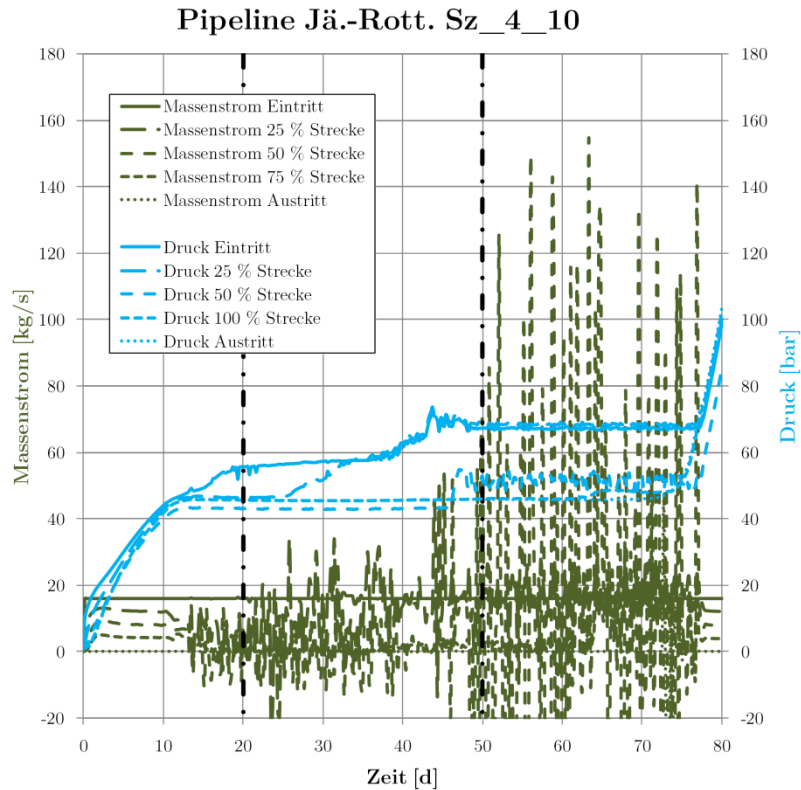


Abb. A XV.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_10_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Die Befüllung dauert etwa 80 Tage. Nach etwa zwölf Tagen beginnt das CO_2 in den tiefer gelegenen Abschnitten der Pipeline zu kondensieren. Es ergeben sich hohe Massenstromschwankungen durch die Kondensation und die Fluidbewegungen aufgrund der Dichteunterschiede zwischen gasförmigen und flüssigem CO_2 .

Die Temperaturen und Dichten sind in folgender Abbildung dargestellt:

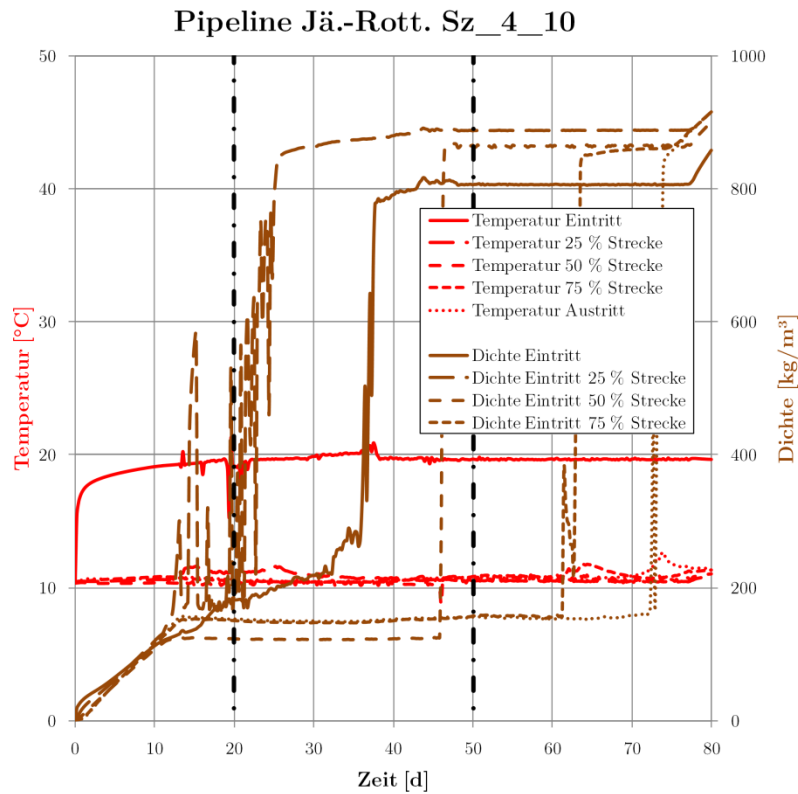


Abb. A XV.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_10_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Folgende Abbildung zeigt das Pipelineprofil nach etwa 20 Tagen Befüllung:

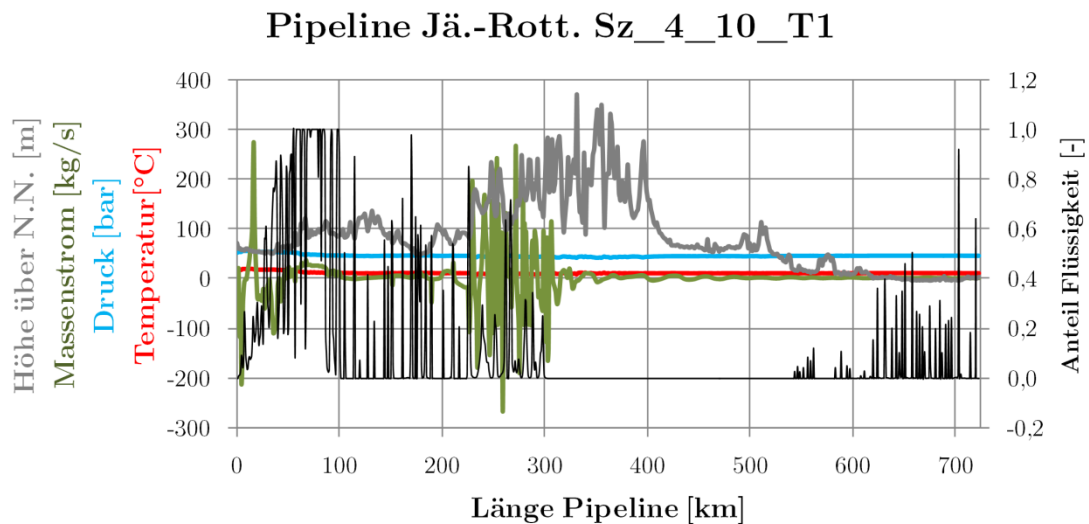


Abb. A XV.3 Profil Sz_4_10_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 20 Tagen)

Noch besser zu sehen ist die beginnende Kondensation in den Niederungen in folgender Abbildung, das flüssige CO₂ sammelt sich in den tiefen Lagen der Route.

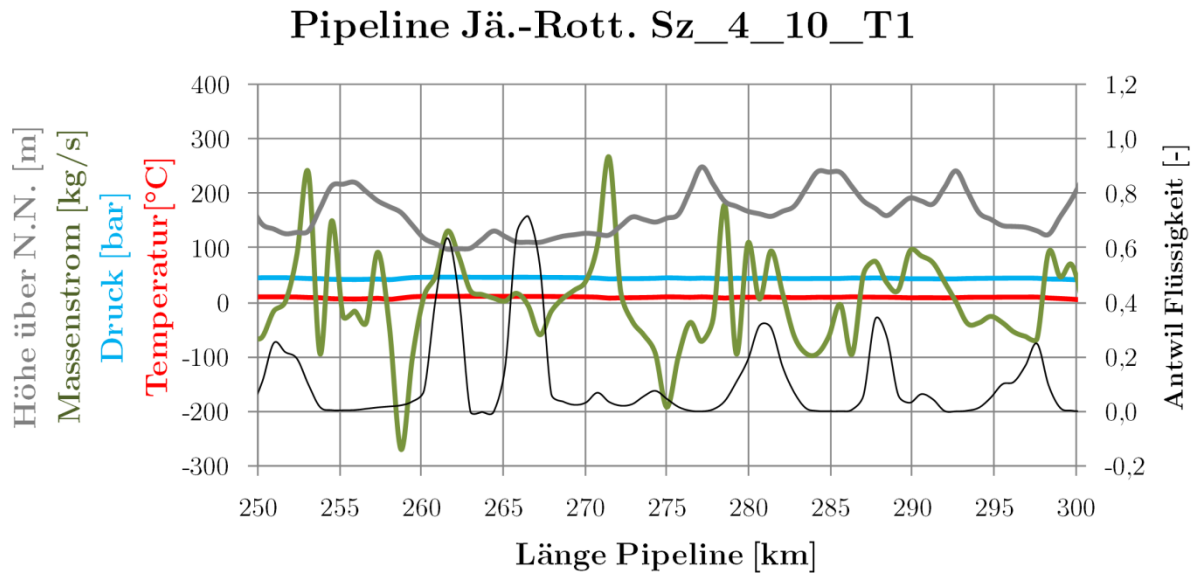


Abb. A XV.4 Detail Profil Sz_4_10_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 20 Tagen)

Nach 50 Tagen ist etwa die erste Hälfte der Pipeline komplett mit flüssigem CO₂ gefüllt:

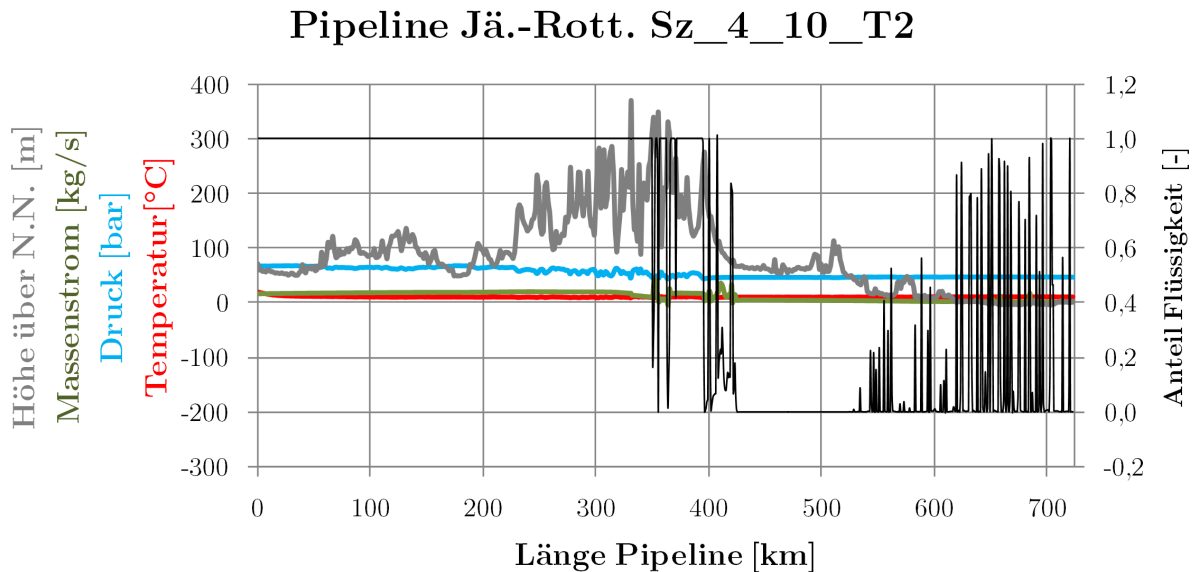


Abb. A XV.5 Profil Sz_4_10_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 50 Tagen)

Nachfolgend dargestellt ist der Prozessverlauf, der sich bei Befüllung mit etwa 84 kg/s (50 % Last) ergeben würde. Die Schwankungen im Eintrittsmassenstrom traten auch bei wiederholter Simulation auf, im Mittel wird der vorgegebene Massenstrom eingespeist, es konnte nicht geklärt werden, wodurch die Schwankungen entstanden sind. Möglich wären Auswirkungen der beginnenden Kondensation in der Pipeline:

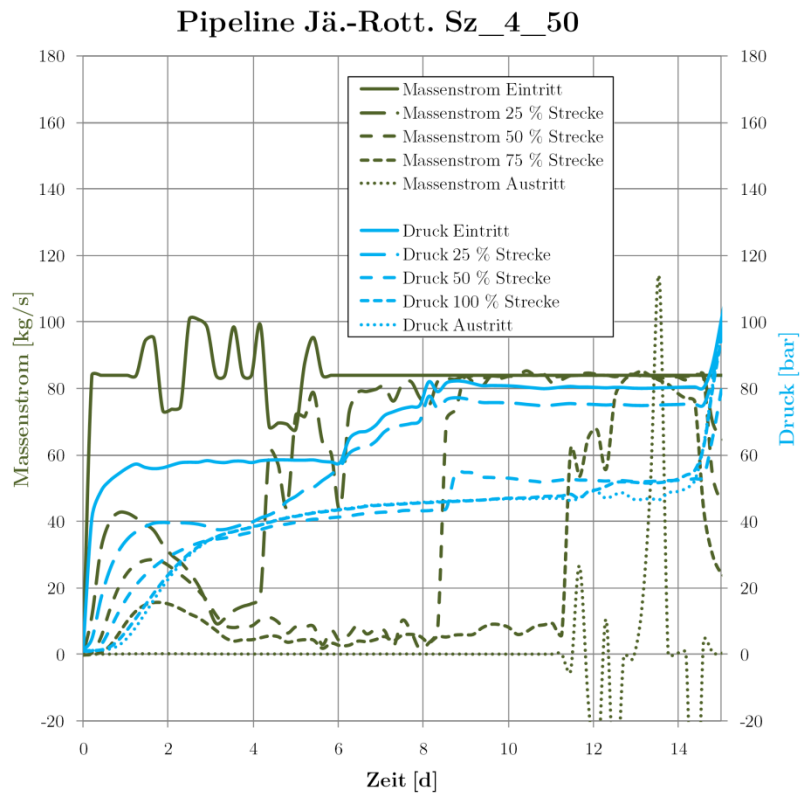


Abb. A XV.6 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_4_50_R

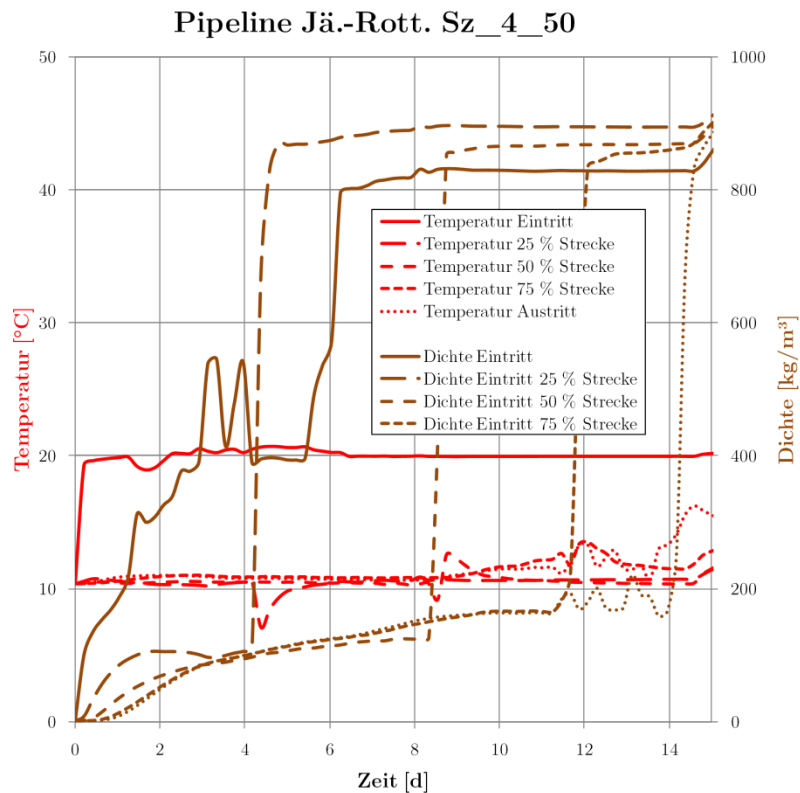


Abb. A XV.7 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_4_50_R

Die Befüllung wäre mit diesem Schema nach etwa 15 Tagen abgeschlossen.

XVI. Ergebnisse Szenario 5

Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Von null bis einer Stunde erfolgt ein lineares Abfahren des Massenstromes am Eintritt, danach erfolgt ein Absperren des betroffenen Abschnittes und das Öffnen des Ausströmventils:

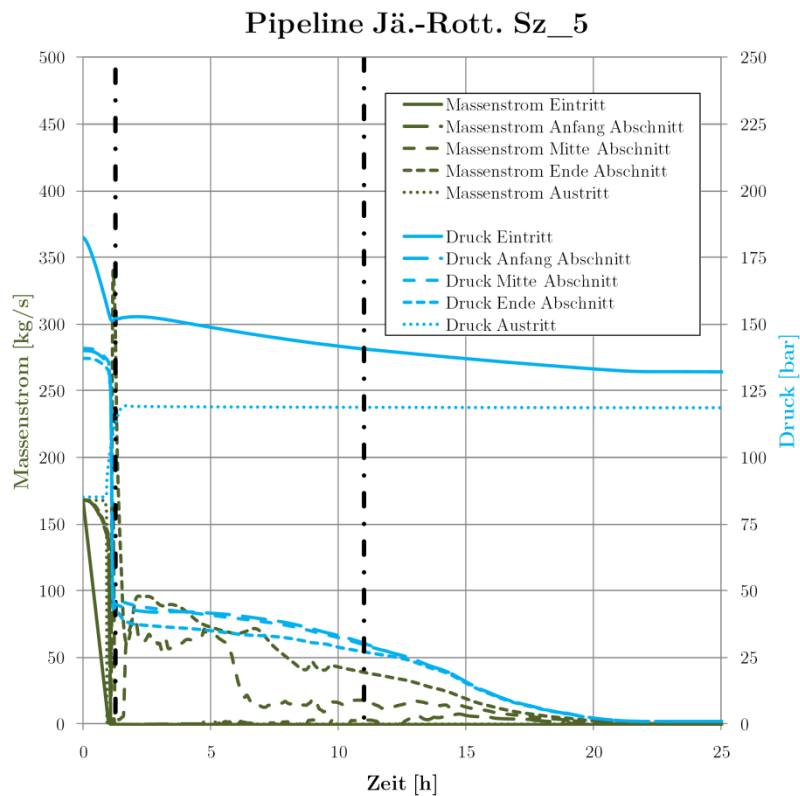


Abb. A XVI.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Mit zunehmendem Druckabfall fällt die Temperatur im Abschnitt auf bis zu -17 °C :

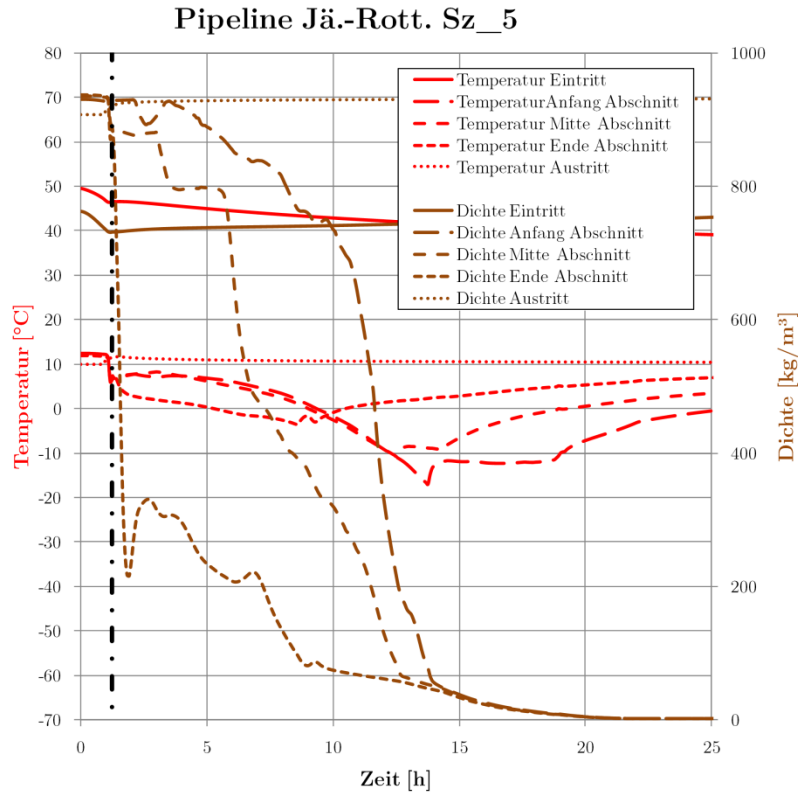


Abb. A XVI.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Folgende Abbildung zeigt den Pipelineabschnitt im Detail (abgesperrt sind etwa 229 km bis 250 km). Gut zu erkennen ist die deutlich erhöhte Strömungsgeschwindigkeit am Ablassventil.

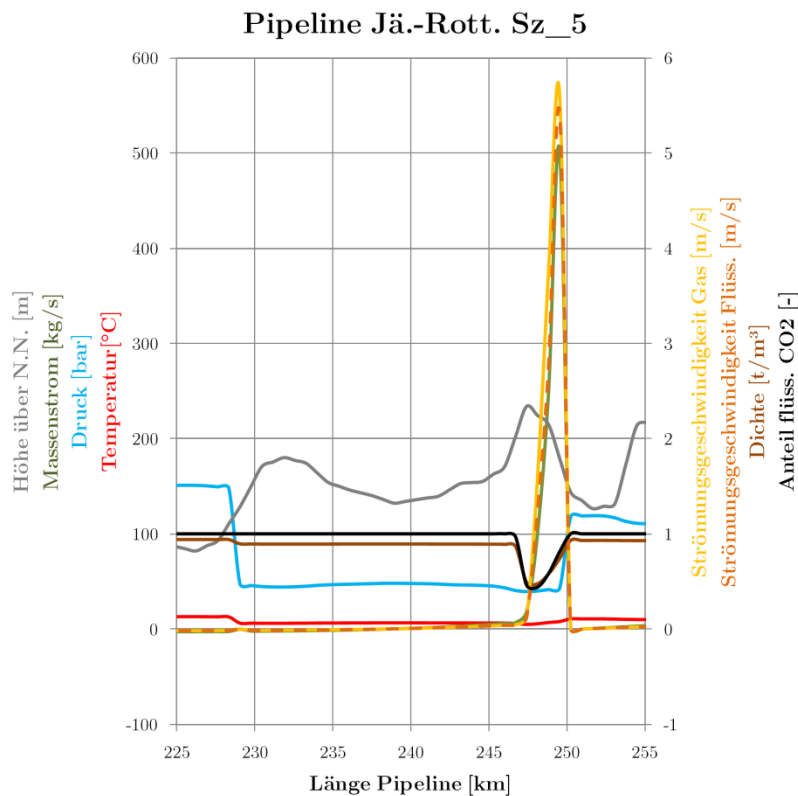


Abb. A XVI.3 Profil Sz_5_R Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 1 Stunden)

Das CO₂ strömt weiter aus, nach und nach verdampft das flüssige CO₂ im Abschnitt und es bleiben einige wenige Ansammlungen von flüssigem CO₂ übrig. Nach 12,6 Stunden ist ein Großteil des CO₂ ausgeströmt.

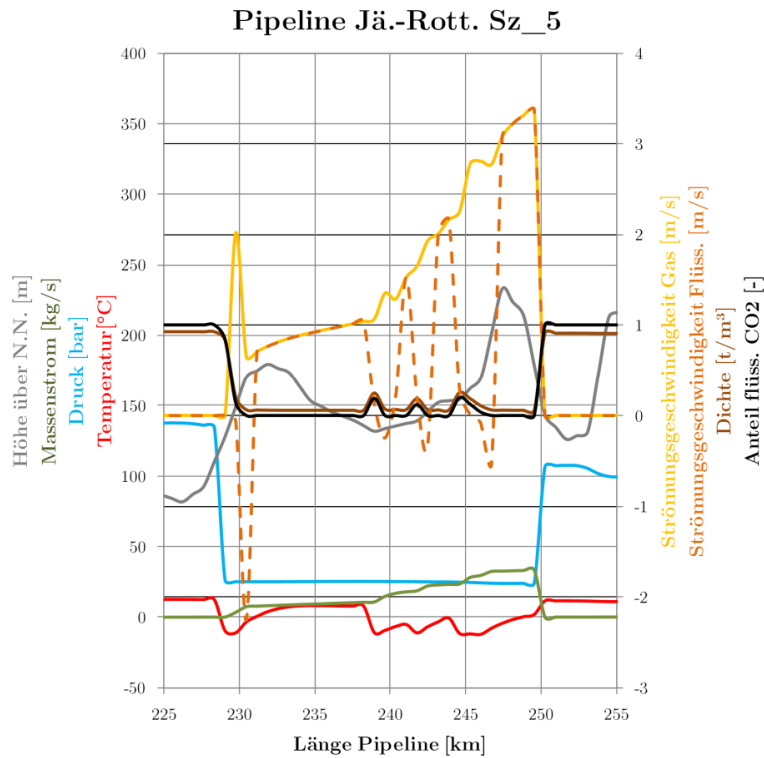


Abb. A XVI.4 Profil Sz_5_R Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 12,6 Stunden)

Nach einer Wartezeit von zehn Tagen (240 h) beginnt das Wiederauffahren und Öffnen des Pipelineabschnittes. Es kommt zunächst zur Einströmung mit hohen Massenströmen, der Druck im Abschnitt steigt zunächst auf Siededruck:

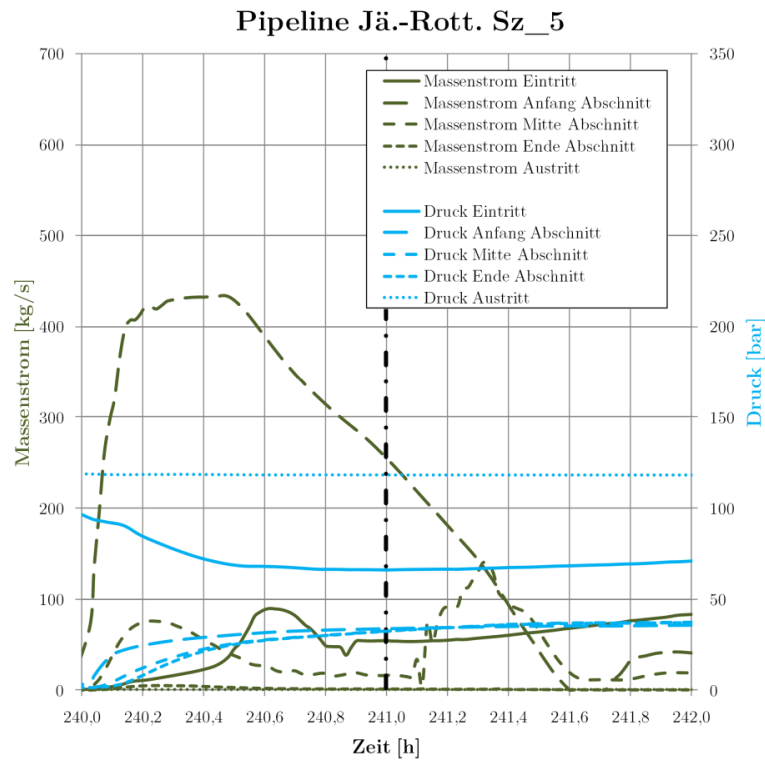


Abb. A XVI.5 Massenstrom- und Druckverläufe Detail Sz_5_R (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Nach etwa drei Stunden ist im gesamten Abschnitt der Druck so hoch, dass das CO₂ komplett kondensiert ist, ab dann steigt der Druck schnell auf überkritische Werte. Nach etwa 40 Stunden ist in der gesamten Pipeline wieder der stationäre Zustand erreicht:

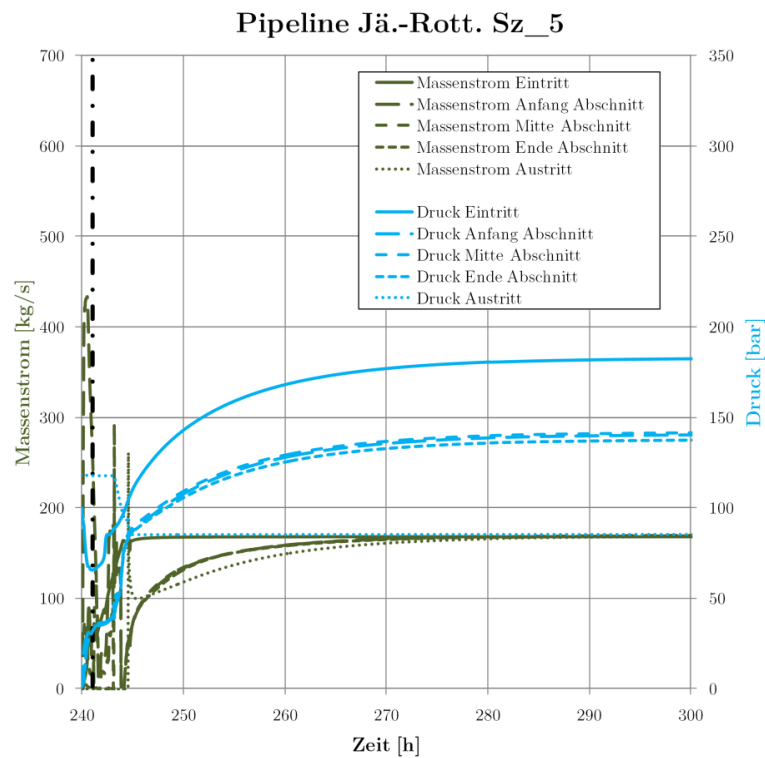


Abb. A XVI.6 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_5_R (ausgewählter Zeitpunkt mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Es werden beim Öffnen Temperaturen um -22 °C erreicht, diese gleichen sich über etwa 5–10 h den Umgebungstemperaturen an.

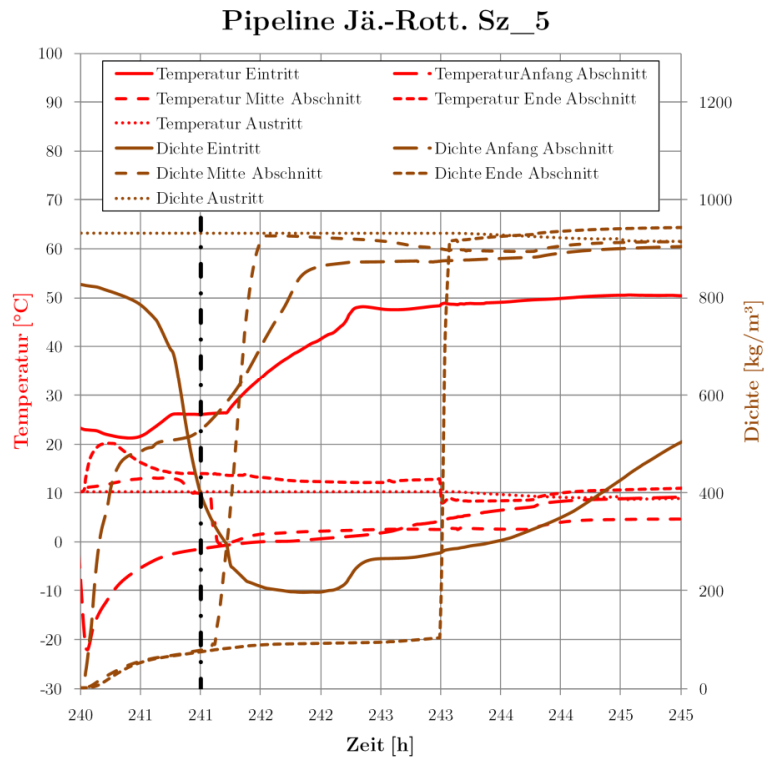


Abb. A XVI.7 Temperatur- und Dichteverläufe Detail Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

Beim Einströmen in den Abschnitt bildet sich ein Gemisch aus flüssigem und gasförmigem CO_2 , welches den Abschnitt (230 km bis 250 km) ausfüllt. Der Druck im Abschnitt steigt kontinuierlich:

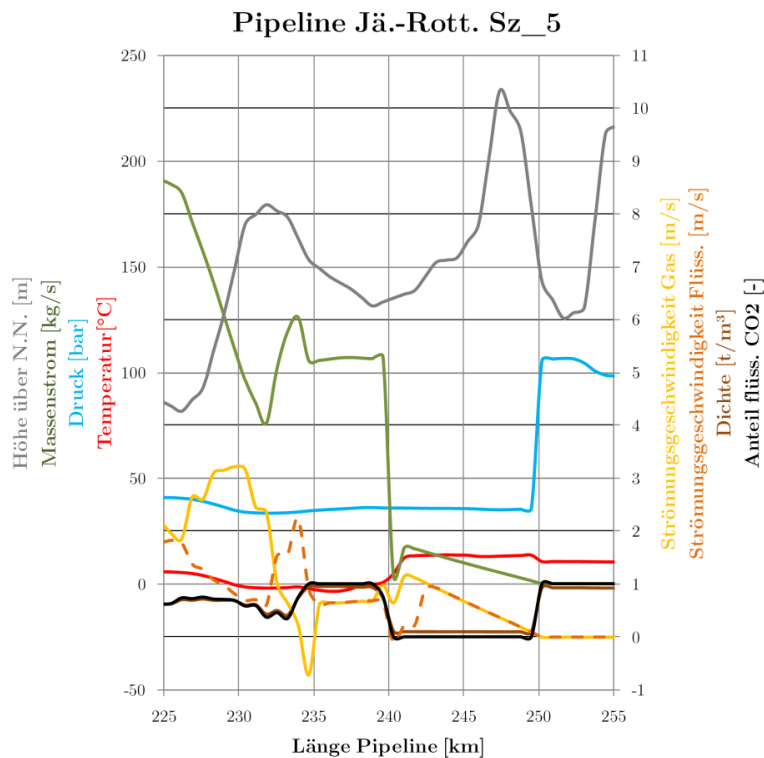


Abb. A XVI.8 Profil Sz_5_R Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 241 Stunden)

Der gesamte Temperaturverlauf ist in folgender Abbildung zu sehen:

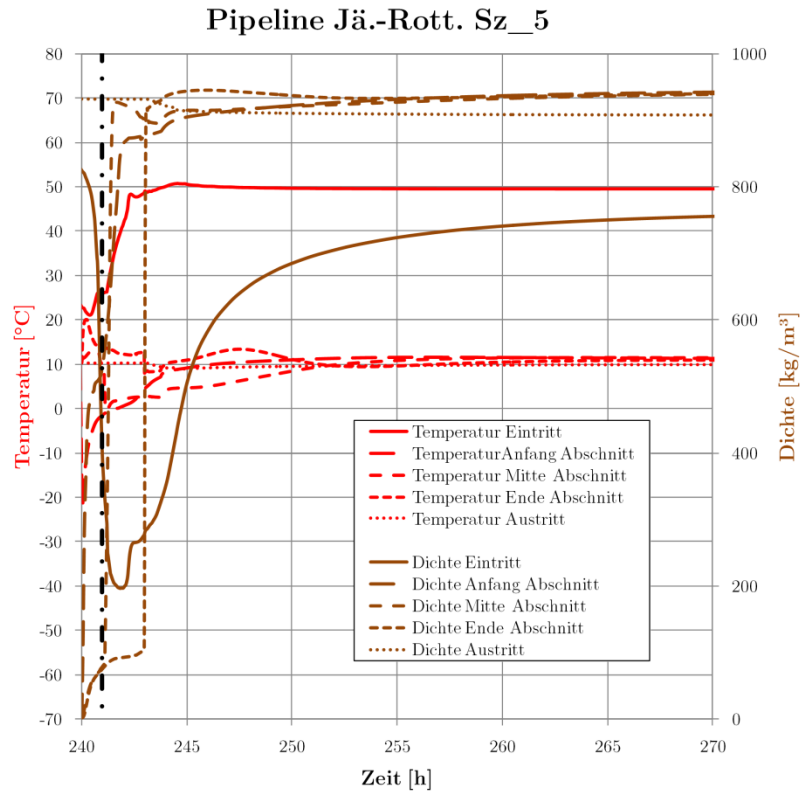


Abb. A XVI.9 Temperatur- und Dichteverläufe Detail Sz_5_R (ausgewählte Zeitpunkte mit Strich-Punkt-Linie markiert)

XVII. Ergebnisse Szenario 6

SZ 6.1 Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Im kurzen Leckszenario kommt es nach einer Minute Ausströmung zum Absperren des betroffenen Pipelineabschnittes. Die Drücke des Abschnittes fallen innerhalb zwei Minuten stark ab, bis der Siedezustand erreicht wird. Die Massenströme steigen bis zum Schließen der Abschnittsventile nach einer Minute:

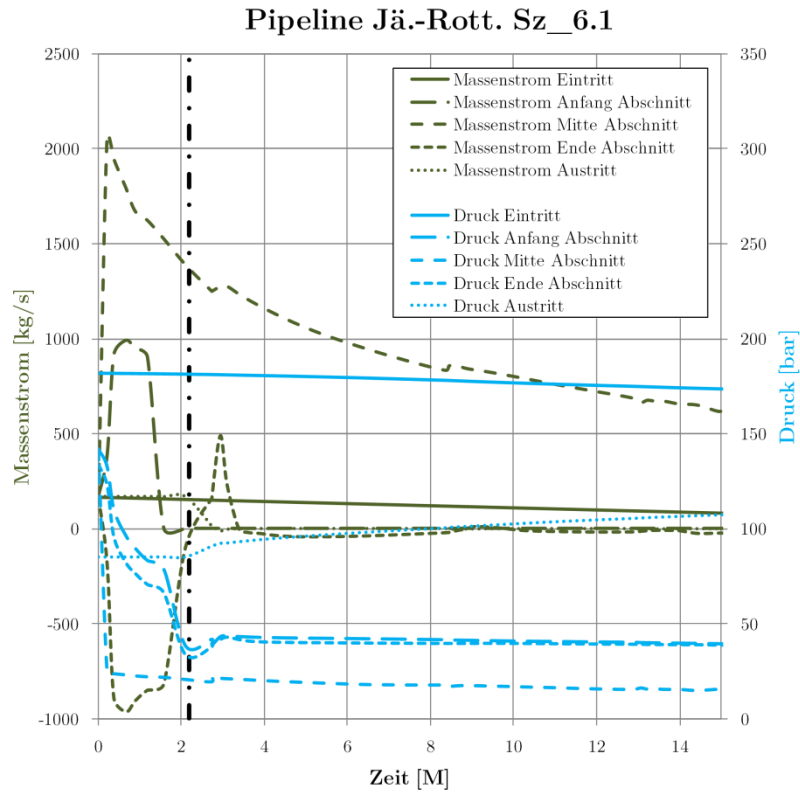


Abb. A XVII.1 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.1_R

Der Ausströmvorgang ist nach etwa 130 Minuten beendet (siehe folgende Abbildung). Es werden nach etwa 110 Minuten die niedrigsten Temperaturen erreicht (-70 °C an der Leckstelle).

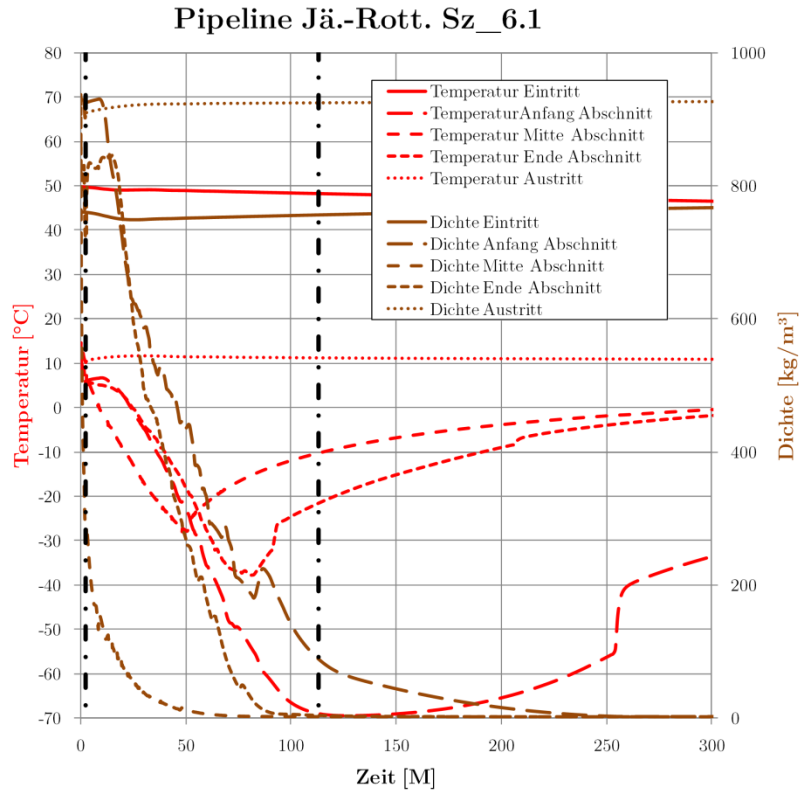


Abb. A XVII.2 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.1_R

Die Drücke in der Pipeline sinken in Richtung Leckstelle stark ab:

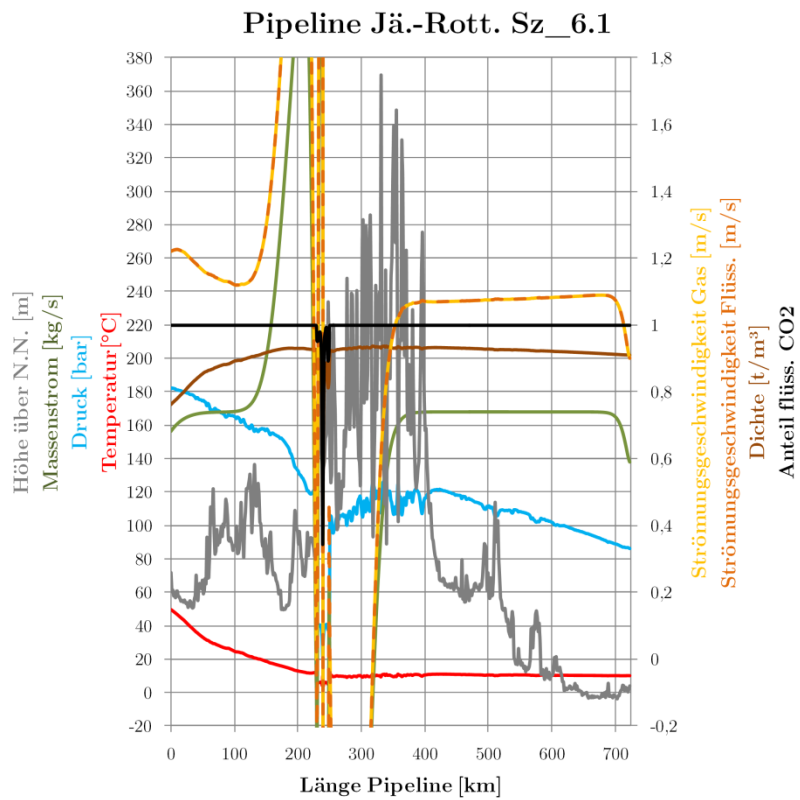


Abb. A XVII.3 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 1 Minute)

Am Leck selbst werden hohe Ausströmgeschwindigkeiten und hohe Massenströme verzeichnet:

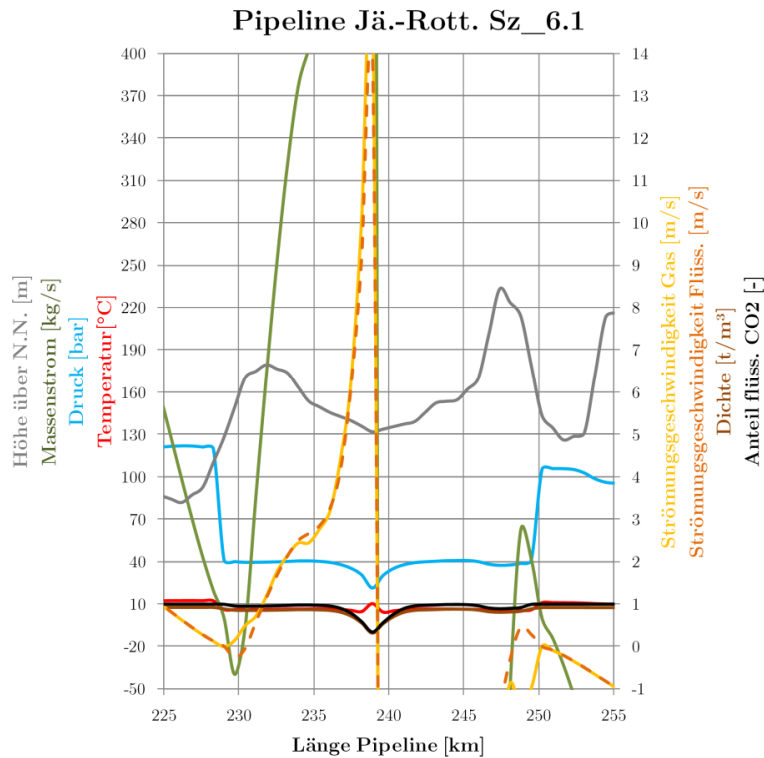


Abb. A XVII.4 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 1 Detail (etwa bei 1 Minute)

Nach etwa 110 Minuten ist der Abschnitt nahezu leer, die Drücke vor dem abgesperrten Abschnitt sind relativ hoch, da das Kraftwerk noch etwa 30 Minuten in Betrieb war. Die Drücke hinter dem Leck sind deutlich niedriger, jedoch mit um die 100 bar noch im normalen Betriebsbereich (siehe folgende Abbildungen):

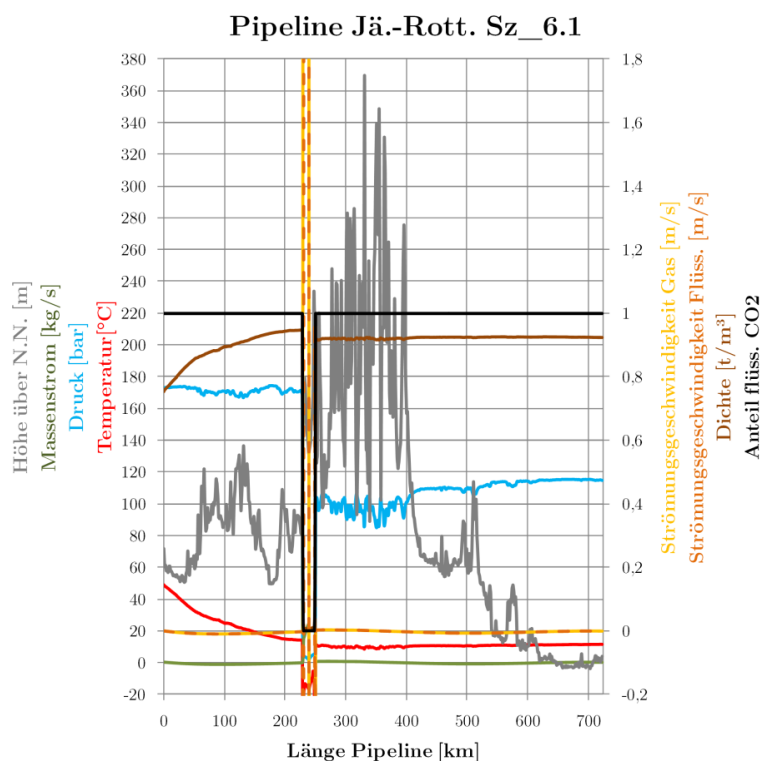


Abb. A XVII.5 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 110 Minuten)

Die niedrigsten Temperaturen werden an den Abschnittsenden erreicht:

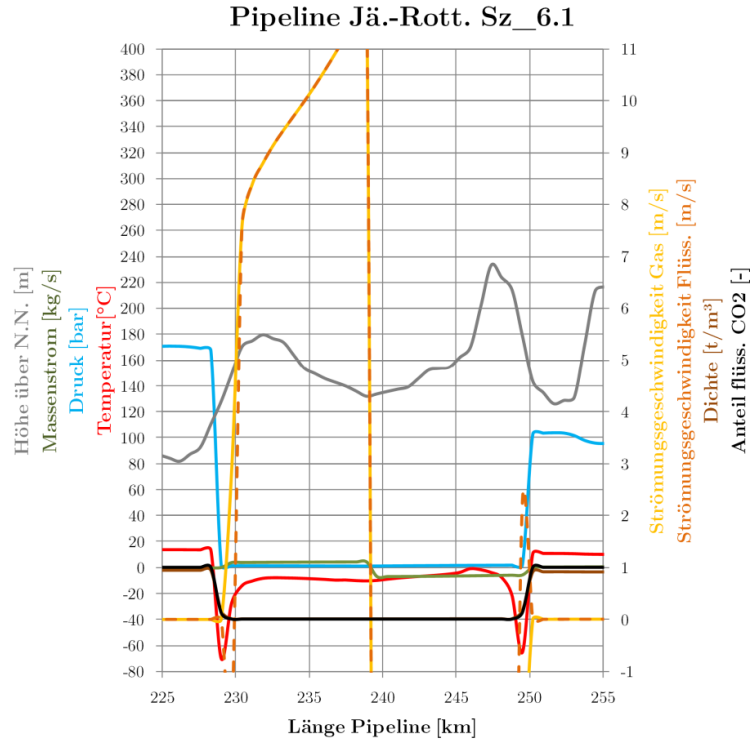


Abb. A XVII.6 Profil Sz_6.1_R Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 110 Minuten)

SZ 6.1 Pipeline Jänschwalde-Rotterdam

Wird der Abschnitt erst nach 15 Minuten abgesperrt, kommt es zu einer deutlich längerer Ausströmung mit höheren Massenströmen:

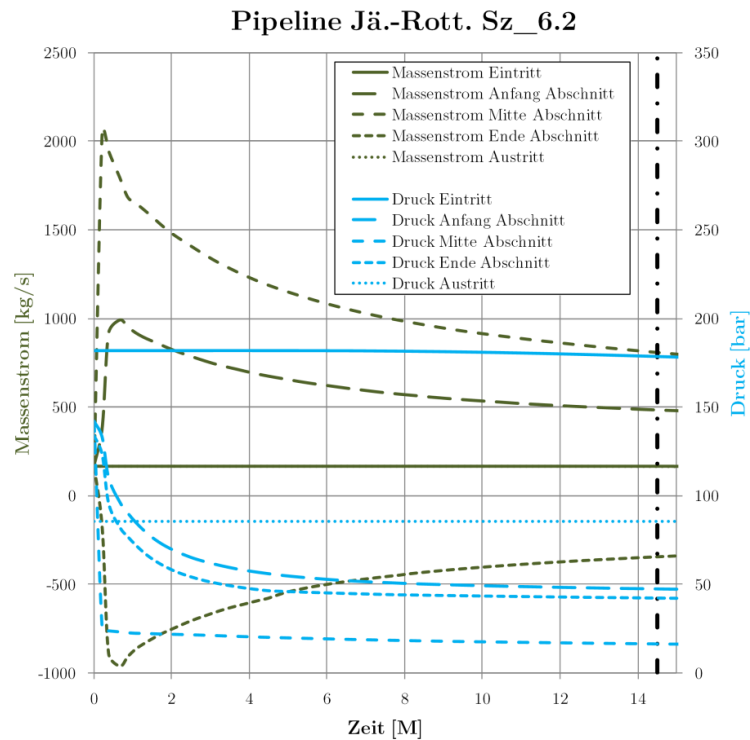


Abb. A XVII.7 Massenstrom- und Druckverläufe Sz_6.2_R

Der Temperaturverlauf im Abschnitt selbst ist nahezu identisch mit der langen Ausströmung:

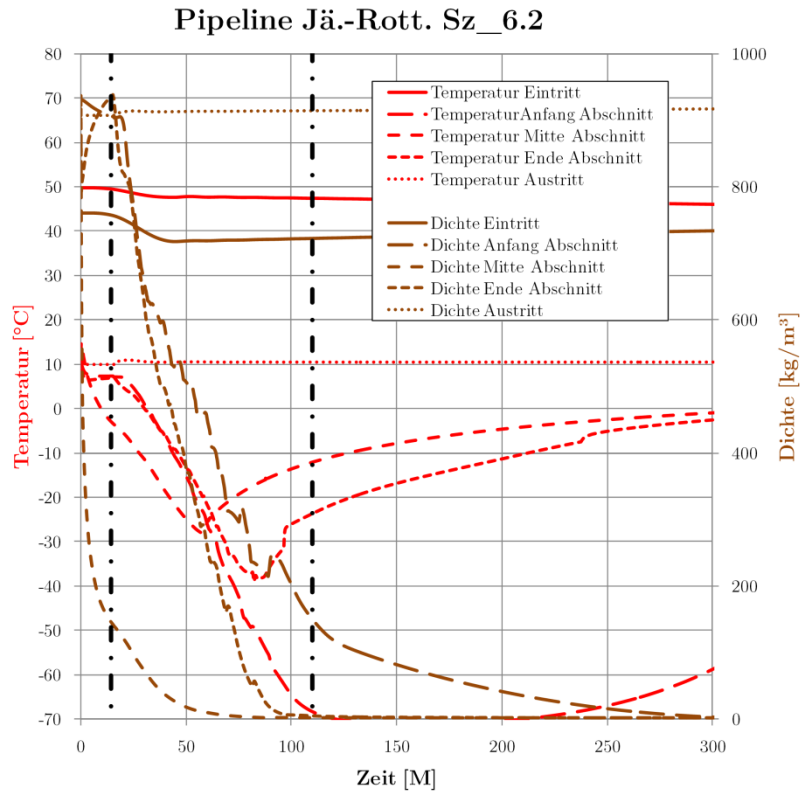


Abb. A XVII.8 Temperatur- und Dichteverläufe Sz_6.2_R

Bis zum Schließen der Abschnittsventile fallen die Drücke im Rest der Pipeline auf Werte bis 60 bar ab:

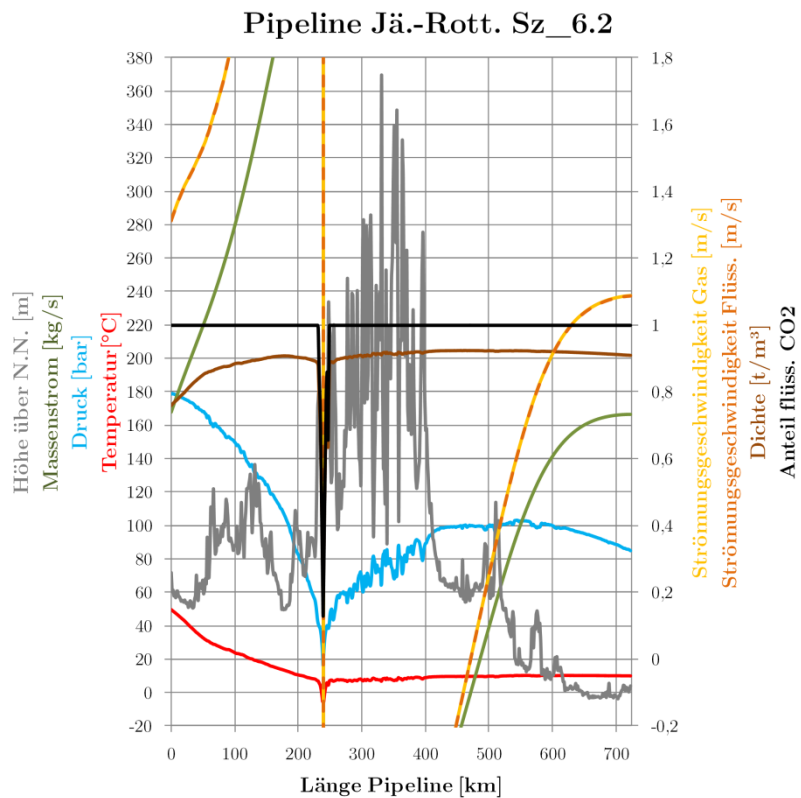


Abb. A XVII.9 Profil Sz_6.2_R Zeitpunkt 1 (etwa bei 14,5 Minuten)

Nach etwa 110 Minuten ist die Ausströmung fast beendet, die Drücke im hinteren Teil der Pipeline sind bis auf 80–100 bar gefallen. Dies ist der größte Einfluss der veränderten Schließzeit:

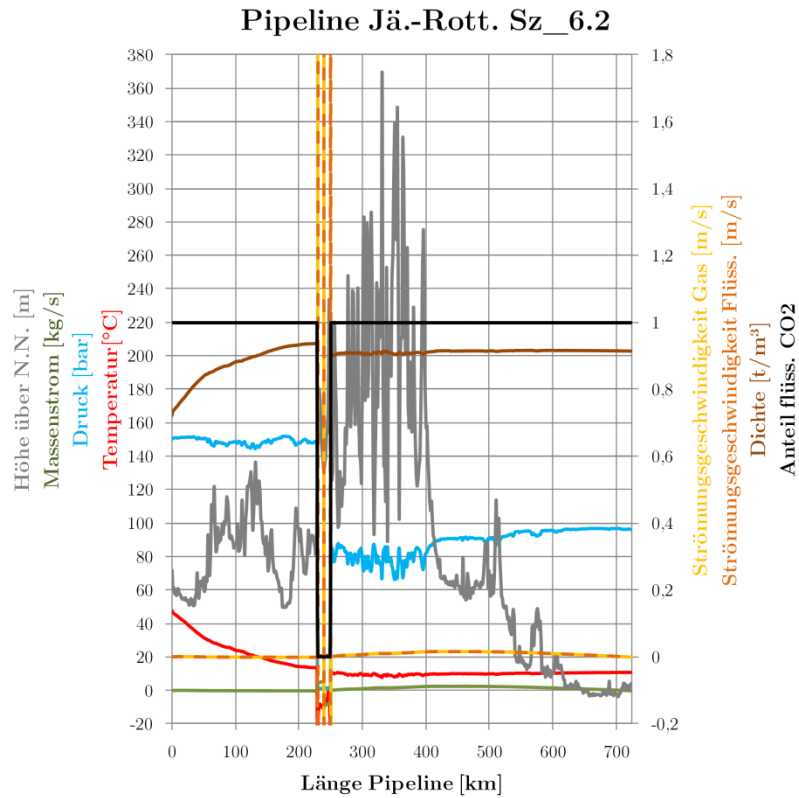


Abb. A XVII.10 Profil Sz_6.2_R Zeitpunkt 2 (etwa bei 110 Minuten)

Die Werte im Anschnitt selbst entsprechen denen von Szenario Sz_6.1_R:

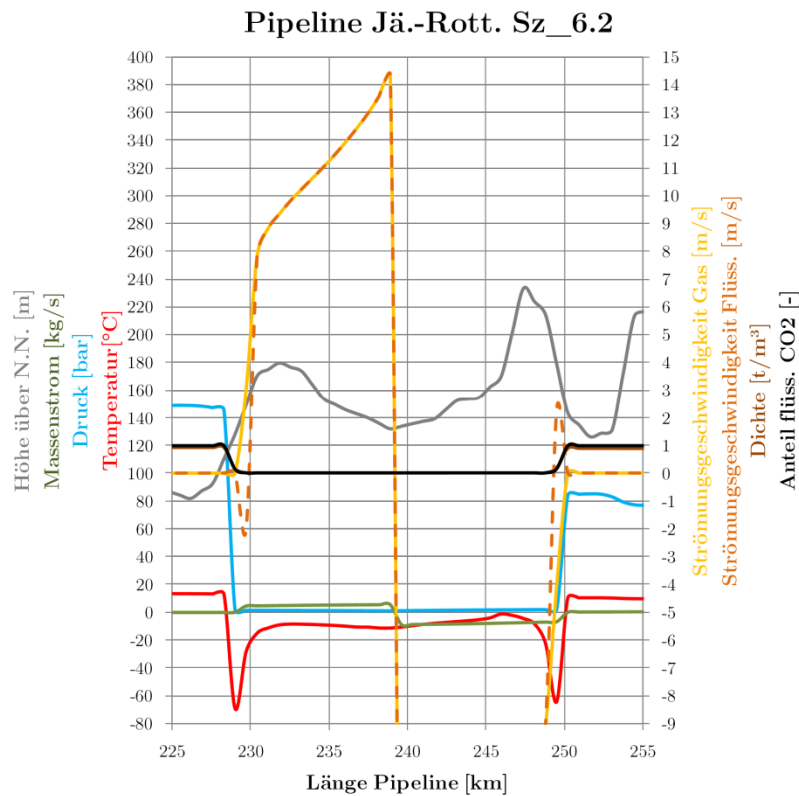


Abb. A XVII.11 Profil Sz_6.2_R Zeitpunkt 2 Detail (etwa bei 110 Minuten)

