

Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

Fakultät Life Science

ENTWICKLUNG EINES MATHEMATISCHEN MODELLS
ZUR DRUCKVERLUSTBERECHNUNG VON
CO₂-LÖSCHANLAGEN MIT INSTATIONÄREM
STRÖMUNGSVERHALTEN

Bachelorarbeit
im Studiengang Verfahrenstechnik

vorgelegt von:

HELGE OFFERMANN

Matrikelnummer: XXXXXXXXXX

Hamburg, den 30. August 2017

Gutachterin: Prof. Dr. Anika Sievers (HAW Hamburg)

Gutachterin: Dr.-Ing. Gudrun Fay (Minimax GmbH & Co. KG)

Die Abschlussarbeit wurde betreut und erstellt in Zusammenarbeit mit der
Firma Minimax Viking Research & Development GmbH

Eidesstattliche Erklärung

Ich erkläre hiermit, dass ich diese Bachelorarbeit selbstständig und ohne Benutzung anderer als der angegebenen Quellen und Hilfsmittel verfasst habe. Alle den benutzten Quellen wörtlich oder sinngemäß entnommenen Stellen sind als solche kenntlich gemacht. Diese Arbeit ist bislang keiner anderen Prüfungsbehörde vorgelegt worden, noch wurde sie bisher anderweitig veröffentlicht. Das elektronisch beigefügte Exemplar stimmt mit den anderen Exemplaren überein.

Datum: _____
Hamburg

Unterschrift: _____
Helge Offermann

Danksagung

Ein großer Dank gilt Frau Prof. Dr. Anika Sievers, die mich als Betreuerin immer mit einem Rat und Ihrem Fachwissen unterstützt hat. Als Professorin hat Sie auch einen Anteil daran, dass ich die Bachelorarbeit im Fachgebiet Strömungslehre und Thermodynamik erstellen konnte, da Sie unter anderem Strömungsmechanik, Wärme- und Stoffübertragung und Thermische Verfahrenstechnik gelehrt hat. Mein Dank gilt auch den Mitarbeitern der Minimax GmbH & Co. KG am Standort Bad Oldesloe, die mich bei meiner Erstellung der Bachelorarbeit und dem Projekt des Berechnungsprogrammes tatkräftig unterstützt haben.

Eine besondere Dankbarkeit gilt aber der Abteilung Design Tools mit meiner fachlichen Betreuerin Frau Dr.-Ing. Gudrun Fay und ihrem Team, um Herrn Löhrs, Herrn Riechard und Frau Vergil. Durch ihren unermüdlichen Einsatz bei fachlichen und inhaltlichen Fragestellungen tragen Sie maßgeblich zum Gelingen dieser Bachelorarbeit bei.

Ich danke Herrn Riechard für seine Hilfe bei der Programmierung in VBA und zur besseren Gestaltung eines Macros mit dem Schwerpunkt: Objektorientiertes Programmieren.

Als letztes möchte ich mich bei allen Mitarbeitern der Minimax GmbH & Co. KG bedanken. Dieser Dank gilt insbesondere der Abteilung des Brandhauses und der Abteilung für Schulungen, die mich bei den Themen Auslegung und CO₂-Löschanlagen unterstützt haben.

Zusammenfassung

Bei der Bachelorarbeit mit dem Titel 'Entwicklung eines mathematischen Modells zur Druckverlustberechnung von CO₂-Löschanlagen mit instationärem Strömungsverhalten' handelt es sich um ein Modell zur Druckverlustberechnung. Dieses mathematische Modell ist Teil eines Auslegungs- und Berechnungsprogramms für CO₂-Löschanlagen der Minimax GmbH & Co. KG. Das vorhandene Programm ist für das Betriebssystem MS-DOS programmiert worden. Dieses Auslegungs- und Berechnungsprogramm soll im Rahmen einer Zertifizierung für CO₂-Löschanlagen durch den Verband der Sachversicherer (VdS) erneuert werden. Dabei soll das mathematische Modell den Druckverlust nach den Richtlinien VdS 2093 und NFPA 12 berechnen können. Die Umsetzung dieses Berechnungsmodells erfolgt in der Excel-Programmiersprache VBA. Für die Überarbeitung und einer richtlinienkonformen Entwicklung des Modells der Druckverlustberechnung werden der Quellcode aus dem MS-DOS Programm und Vorgaben aus den Richtlinien verwendet. Für das mathematische Modell sind zunächst CO₂-Stoffdaten zu berechnen. Die Berechnung dieser Stoffdaten erfolgt über schon vorhandene Näherungen aus dem Quellcode, Modelle oder Gleichungen aus der Literatur oder selbsterstellte Näherungen auf Basis von realen Stoffdaten. Die ermittelten Stoffdaten und ihre dazugehörigen Formeln und Näherungen werden mit realen Stoffdaten aus der Literatur validiert. Die Validierung dient der Garantie, der genauen Wiedergabe des physikalischen Verhaltens des CO₂. Nach der Validierung und Auswahl der geeigneten Formeln oder Näherungen wird der Druckverlust über ein Rohr beispielhaft nach beiden Richtlinien berechnet.

Damit die Ergebnisse der Berechnung einer erstellten CO₂-Testlöschanlage mit den vorhandenen Auslegungs- und Berechnungsprogrammen verglichen und bewertet werden können, wird auch das Berechnungsmodell des MS-DOS Programms in VBA übernommen. Mit diesen drei Modellen zur Druckverlustberechnung, MS-DOS, VdS und NFPA, wird diese CO₂-Löschanlage beispielhaft berechnet.

Die ermittelten Ergebnisse werden in einem Diagramm gegenübergestellt und bewertet. Die Druckverläufe vom VdS-Programm und dem MS-DOS Programm von Minimax, zur Berechnung von Druckverlusten in CO₂-Löschanlagen, unterscheiden sich sowohl im Verhalten innerhalb des Rohrsystems als auch in der Höhe des berechneten Druckverlustes. Die Druckverläufe vom MS-DOS Programm und der gleichen Berechnungsmethode in VBA unterscheiden sich nur gering. Dies ist auf die Berechnungsgenauigkeit zurückzuführen.

Verglichen mit dieser Ausgangslage sind die Ergebnisse des erstellten Modells zur Druckverlustberechnung nach VdS 2093 mit dem Druckverlauf des MS-DOS Programms kompatibel. Der Druckverlust des VdS konformen Modells ist allerdings geringer als der des MS-DOS Programms. Genauere Vergleiche zum mathematischen Modell nach NFPA 12 können nicht gezogen werden, da hier andere Startbedingungen und keine Vergleichsergebnisse vorliegen. Allerdings ist der Druckverlauf der errechneten Ergebnisse mit dem Verlauf des VdS-Programms nahezu identisch.

Aufgrund des Unterschiedes im Druckverlauf und -verlust des erstellten Modells nach VdS 2093 gegenüber dem VdS-Programm kann anhand der Testberechnung abgeleitet werden, dass das entwickelte Modell eine geringere Maximallänge eines Rohrnetzes berechnen kann als das Berechnungsprogramm der VdS. Im Ausblick auf die Zukunft

des entwickelten Modells stehen die Übersetzung in die Programmiersprache C++ und die anschließende Verwendung im neuen Berechnungsprogramm für CO₂-Löschanlagen im MX-Design Manager.

Inhaltsverzeichnis

Zusammenfassung	III
Abbildungsverzeichnis.....	VI
Tabellenverzeichnis	VII
Symbolverzeichnis und Nomenklatur.....	VIII
1 Einleitung und Aufgabenstellung	1
2 Allgemeine und theoretische Grundlagen	2
2.1 Grundlagen zu Hochdruckgaslöschanlagen	2
2.2 Berechnungsvorschriften.....	3
2.3 CO ₂ - Eigenschaften und Verhalten unter HD	5
2.4 Strömungsverhalten in Rohrleitungen.....	12
2.5 Druckverluste	14
3 Praktischer Teil.....	16
3.1 Bestimmung der physikalischen Eigenschaften.....	16
3.1.1 Druck aus Temperatur	16
3.1.2 Spezifisches Volumen.....	17
3.1.3 Spezifische Wärmekapazität	18
3.1.4 Enthalpie	19
3.1.5 Viskosität	20
3.2 Eigenschaft von CO ₂ in der Rohrleitung.....	21
3.2.1 Gasanteil	21
3.2.2 Strömungsgeschwindigkeit.....	22
3.2.3 Reibungsbeiwert	23
3.3 Druckverluste	24
3.3.1 Arbeitspunkt Ermittlung	24
3.3.2 VdS	24
3.3.3 NFPA	25
4 Ergebnisse.....	27
4.1 Vergleiche physikalische Berechnungen	27
4.2 Vergleiche Testberechnung CO ₂ -Löschanlage	34
5 Diskussion und Ausblick.....	38
5.1 Bewertung des geschaffenen mathematischen Modells.....	38
5.2 Ausblick	44
Literaturverzeichnis	46
Anhang.....	i

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Schematischer Aufbau einer HD-CO ₂ -Löschanlage	2
Abbildung 2: Tabelle für Y- und Z-Faktoren nach NFPA 12 für den Startdruck von 51,7 bar	4
Abbildung 3: Dampfdruckdiagramm von CO ₂	5
Abbildung 4: p,v,T-Fläche von CO ₂ , maßstäblich gezeichnet.....	7
Abbildung 5: h,T-Diagramm zur Berechnung der Enthalpie einer Flüssigkeit mit der Route „Startphase Gas“	11
Abbildung 6: Strömungsformen, vertikale Strömung.....	12
Abbildung 7: Strömungsformen, horizontale Strömung.....	12
Abbildung 8: Colebrook-Diagramm für die Rohrreibungszahl λ	13
Abbildung 9: Berechnung des Gasanteils x in einem h,T-Diagramm	22
Abbildung 10: Diagramm der relativen Fehler des berechneten Druckes von YOUNG und WAGNER-Gleichung.....	28
Abbildung 11: Diagramm der relativen Fehler des spezifischen Volumens der Flüssigkeit von polyn. Näherung und PPDS-Gleichung	29
Abbildung 12: Diagramm der relativen Fehler des spezifischen Volumens des Gases von polyn. Näherung und PENG-ROBNISON	30
Abbildung 13: Diagramm der realen und der berechneten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas	32
Abbildung 14: Diagramm der relativen Fehler der Viskosität der Flüssigkeit von Näherung und PPDS-Gleichung	33
Abbildung 15: Diagramm der relativen Fehler der Viskosität des Gases von Näherung, Berechnung nach JOSSI und CHUNG	34
Abbildung 16: Visuelle Darstellung der Rohrtabelle in Anhang C vom Beispiel der CO ₂ -Löschanlage	35
Abbildung 17: Druckverläufe der Druckverlustberechnungen über die Rohrpunkte der Beispielanlage	36
Abbildung 18: Vergleich zwischen realen und berechneten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas	39
Abbildung 19: Verbesserungspotential der Viskosität der CO ₂ -Gasphase.....	40
Abbildung 20: Vergleich Ausgangswerte VdS-Programm und Minimax MS-DOS-Programm.....	41
Abbildung 21: Vergleich des Berechnungsmodells nach MS-DOS von Programm mit Ergebnisse in VBA	41
Abbildung 22: Vergleich MS-DOS Programm mit entwickeltem mathematischem Modell nach VdS	42
Abbildung 23: Vergleich VdS-Programm mit entwickeltem mathematischem Modell nach VdS.....	43
Abbildung 24: Strömungsformkarte für horizontale Rohrströmung	iii

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Chung, et al. Koeffizienten zur Berechnung von $E_i = a_i + b_i \cdot \omega + c_i \cdot \mu r^4 + d_i \cdot \kappa$	9
Tabelle 2: Newtonverfahren zur Berechnung des Realgasfaktors Z	18
Tabelle 3: Iterativ berechneter Rohrreibungsbeiwert λ	23
Tabelle 4: Druckverlustberechnung nach NFPA 12	26
Tabelle 5: Berechneter Druck nach YOUNG und WAGNER-Gleichung mit Abweichung	27
Tabelle 6: Berechnetes spezifisches Volumen der Flüssigkeit mit Abweichung	28
Tabelle 7: Berechnetes spezifisches Volumen des Gases mit Abweichung	29
Tabelle 8: Berechnete spezifische Wärmekapazität des Gases und der Flüssigkeit mit Abweichung	30
Tabelle 9: Berechnete Enthalpie mit Abweichung	31
Tabelle 10: Berechnete Viskosität der Flüssigkeit mit Abweichung.....	32
Tabelle 11: Berechnete Viskosität des Gases mit Abweichung	33
Tabelle 12: Startbedingungen Testberechnung CO ₂ -Löschanlage	35
Tabelle 13: Stoffwerte von CO ₂ aus erstem Rohrstück für Berechnung der Strömungsform	ii
Tabelle 14: Ergebnisse der Berechnung für die Strömungsform.....	ii

Symbolverzeichnis und Nomenklatur

Begriffe und Abkürzungen

Begriff	Bedeutung
AutoCAD	Programm zur Erstellung von 3D-Modellen
BW	Bogen / Winkel
C++	Programmiersprache für MX Design Manager
F	Flasche
HD	Hochdruck
MS-DOS	Microsoft Disk Operating System (ursprüngliches Betriebssystem vom Minimax Berechnungsprogramm für CO ₂)
NFPA	National Fire Protection Association
NIST	National Institute of Standards and Technology
PPDS	Physical Properties Data Service
R	Rohr
RP	Rohrpunkt
TAA/TAD	T-Stück Ausgang am Abzweig / T-Stück Ausgang am Durchgang
VBA	Programmiersprache in Excel
VdS	Verband der Sachversicherer

Lateinische Symbole

Symbol	Einheit	Bedeutung
A	m ²	Oberfläche
c _p	J/kg·K	Spezifische Wärmekapazität
D	m	Durchmesser
f	-	Relativer Fehler
F _c	-	Faktor für molekulare Formen und Polarität von Gasen
h	kJ/kg	Spezifische Enthalpie
H	m	Höhenveränderung
g	9,81 m/s ²	Erdbeschleunigung
k	m	Rohrrauigkeit
L	m	Rohrlänge
ṁ	kg/s	Massenstrom
M	kg/kmol	Molgewicht

p	Pa	Druck
Q	kg	Masse CO ₂
Q _M	kg/min	Massenstrom CO ₂ NFPA
R	J/kg·K	Allgemeine Gaskonstante
Re	-	Reynoldszahl
T	K	Temperatur
T*	-	Dimensionslose Temperatur
V	m ³	Volumen
V _c	cm ³ /mol	Kritisches molares Volumen
w	m/s	Strömungsgeschwindigkeit
x	-	Dampfanteil
Z	-	Realgasfaktor

Griechische Symbole

Symbol	Einheit	Bedeutung
β	1/K	Wärmeausdehnungskoeffizient
γ	rad	Winkel der Rohrleitung zur Horizontalen
Δ	-	Differenz
η	Pa·s	Viskosität
η	μP	Viskosität
θ	°C	Temperatur
κ	-	Assoziationsfaktor
λ	-	Rohrreibungszahl
μ _r	-	Dimensionsloses Dipolmoment
v	m ³ /kg	spezifisches Volumen
π	3,14159	Kreiszahl PI
ξ _T	1/μP	
ρ	kg/m ³	Dichte
Φ	-	Zweiphasenkonstante
ω	-	Azentrische Faktor
Ω _v	-	Kollisionsintegral für Viskosität

Indizes

Indizes	Beschreibung
1	Anfang
2	Ende
c	Kritisch
h	Geodätisch
hom	Homogen
id	Idealer Stoffwertanteil
l	Flüssigkeit (liquid)
m	Molar
mittel	Stoffwert im Rohrstück bei mittlerem Arbeitsdruck
r	Reduziert
real	Realer Stoffwertanteil
s	Siedepunkt
v	Dampf-/Gasphase (vapour)
w	Geschwindigkeitsumwandlung

Stoffdaten CO₂

Symbol		Einheit	Bedeutung
R_{CO_2}	188,9229	J/kg·K	Spezielle Gaskonstante von CO ₂
p_c	73,7730	bar	Kritischer Druck
T_c	304,1282	K	Kritische Temperatur
ρ_c	467,6000	kg/m ³	Kritische Dichte
M_{CO_2}	44,0098	kg/kmol	Molgewicht

1 Einleitung und Aufgabenstellung

Die Minimax GmbH & Co. KG in Bad Oldesloe ist Hauptstandort der Minimax Viking Gruppe für die Entwicklung im Bereich stationärer Brandschutzanlagen. Die Abteilung Research & Development ist in diesem Bereich unter anderem zuständig für Auslegungs- und Berechnungsprogramme der Brandschutzanlagen. In dieser Abteilung werden die verwendeten Programme eigenhändig entwickelt, erneuert und verwaltet. Die Brandschutzanlagen werden unter anderem in die Verwendung der eingesetzten Löschmittel unterteilt. Dabei wird in Löschanlagen mit Wasser, welche den größten Bereich ausmachen, Schaumlöschanlagen und Speziallöschanlagen unterschieden.

Bei einem großen Portfolio von Auslegungs- und Berechnungsprogrammen ist die Gruppe Design Tools für Speziallöschanlagen zuständig. Zu den in Spezialanlagen verwendeten Löschmitteln gehören zum Beispiel Oxeo Inertgas-, CO₂- oder Halocarbon-Löschmittel. Für jedes dieser Löschmittel gibt es ein eigenes Berechnungsprogramm. Die Berechnungsprogramme werden im MX-Design Manager zur Verfügung gestellt, mit Ausnahme des CO₂-Berechnungsprogramms, welches aktuell in einer MS-DOS Version vorliegt. Für eine Lizenzierung von CO₂-Löschanlagen nach den Richtlinien der VdS (Verband der Sachversicherer) und der NFPA (National Fire Protection Association) soll das Berechnungsprogramm überarbeitet werden.

Im Rahmen der Bachelorarbeit soll ein mathematisches Druckverlustmodell für CO₂-Löschanlagen mit instationärem Strömungsverhalten entwickelt werden. Als Zielsetzung gilt die Vergleichbarkeit der errechneten Ergebnisse und Auslegungen von altem und neuem Programm. Die Druckverlustberechnung soll für die geplante Zulassung VdS 2093 und NFPA 12 konform sein. Hierfür wird eine Literaturrecherche zu Druckverlustmodellen und der Quellcode des, auf MS-DOS Basis, vorhandenen CO₂-Berechnungsprogramms herangezogen. Das vorhandene Programm verwendet eine Druckverlustberechnung nach NFPA 12.

Die verwendeten Formeln und Näherungen zur Errechnung von Stoffdaten für eine Druckverlustberechnung müssen mit realen Stoffdaten validiert werden. Abschließend sollen die Druckverlustberechnungen für eine CO₂-Löschanlage beispielhaft nach VdS und NFPA berechnet werden. Diese Berechnungen sind in einem Diagramm den Ergebnissen aus dem MS-DOS und dem VdS-Berechnungsprogramm gegenüberzustellen und zu bewerten.

2 Allgemeine und theoretische Grundlagen

Im folgenden Kapitel werden allgemeine und theoretische Grundlagen zur Erstellung des mathematischen Modells für die Druckverlustberechnung in CO₂-Löschanlagen mit instationärem Strömungsverhalten vermittelt. Für dieses Modell ist ein grundlegendes Wissen über Hochdruck (HD)-Gaslöschanlagen, deren Berechnungsvorschriften und Eigenschaften und Verhalten von CO₂ unter Hochdruck notwendig. Theoretische Grundlagen zum Strömungsverhalten und Druckverlust im Rohrsystem sind zum Ende des Kapitels erläutert.

2.1 Grundlagen zu Hochdruckgaslöschanlagen

Der Ausgangspunkt der Druckverlustberechnung ist eine gegebene Rohrnetzisometrie für eine CO₂-Löschanlage. Für die Randbedingungen sollen einige Grundlagen zu HD-Gaslöschanlagen erläutert werden. Die Isometrie beschreibt den räumlichen Aufbau eines Rohrnetzes der Löschanlage, diese wird in einer Rohrtabelle angegeben. Weitere Elemente sind Gasflaschen, Ventile und Düsen. Eine Gaslöschanlage kann für den Raumschutz oder den Einrichtungsschutz ausgelegt sein. Die HD-CO₂-Löschanlage lässt sich in drei Abschnitte unterteilen, die beispielhaft in Abbildung 1 dargestellt sind.

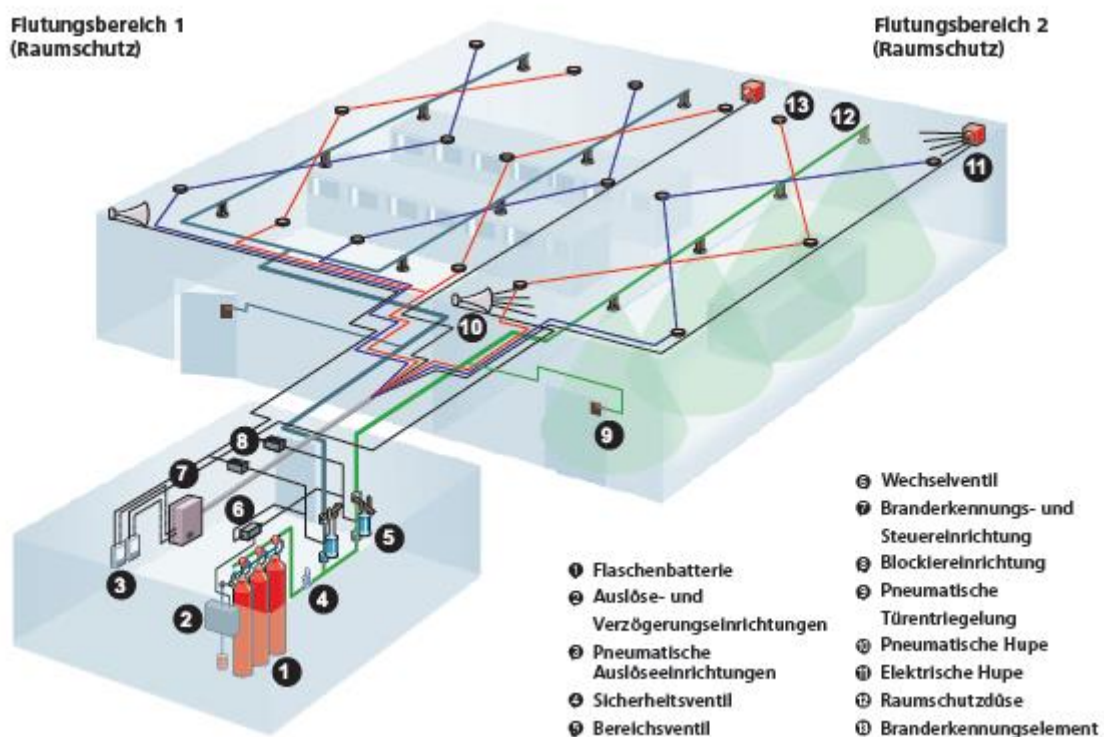


Abbildung 1: Schematischer Aufbau einer HD-CO₂-Löschanlage [1, p. 16]

Bei Punkt 1 befindet sich der erste Abschnitt, die Bevorratung des Löschmittels. Das Löschmittel CO₂ liegt im flüssigen und gasförmigen Aggregatzustand in Gasflaschen vor, somit entfällt die Mengenberechnung über den Flaschendruck. Der Inhalt der Gasflasche wird gravimetrisch bestimmt. Durch ein Steigrohr tritt das Löschmittel im flüssigen Zustand aus der Gasflasche aus. Zum ersten Bereich gehört auch ein Sammelrohr für eine Flaschenbatterie. Eine Batterie kann bis zu 16 Gasflaschen enthalten, sie entleert sich in das Sammelrohr. Der zweite Bereich wird als HD-Rohr

beschrieben und erstreckt sich vom Sammelrohr bis zu den Bereichsventilen an Punkt 5. Die HD-Rohre unterscheiden sich vom restlichen Rohrnetz nur in der Wandstärke, das heißt ein HD-Rohr hat bei gleicher Nennweite einen kleineren Innendurchmesser. Der letzte Abschnitt wird Düsenrohr genannt. Dieser Bereich verläuft von Punkt 5 bis 12, zu den Düsen. [2, p. 29]

Grundlegende Randbedingungen für eine Druckverlustberechnung sind Temperatur und Druck. Weitere Randbedingungen wie Löschmittelmenge und die Berechnungsvorschrift werden in Abschnitt 2.2 erklärt. Für die Auslegung gilt ein Temperaturbereich von etwa -30 °C bis 30 °C und ein Druckbereich von etwa 14 bar bis 72 bar. Für die Berechnung einer Gaslöschanlage werden drei unterschiedliche Druckverluste aufgeführt, der Reibungsdruckverlust, der Geschwindigkeitsumwandlungsdruckverlust und der Druckverlust durch Höhenänderung, auch geodätischer Druckverlust genannt. Diese verschiedenen Arten werden in Abschnitt 2.5 erläutert. [2, p. 41f]

2.2 Berechnungsvorschriften

Im mathematischen Modell zur Berechnung des Druckverlustes Δp wird zwischen zwei unterschiedlichen Berechnungsvorschriften unterschieden. Zum einen die Vorschrift nach VdS 2093 der VdS Verband der Sachversicherer Schadenverhütung GmbH (deutsche Vorschrift) und nach NFPA 12 der NFPA National Fire Protection Association (amerikanische Vorschrift). Diese beiden Vorschriften werden weltweit verwendet, unterscheiden sich aber in der Berechnungsform. Nachfolgend wird die Berechnungsvorschrift nach VdS 2093 beschrieben.

$$\Delta p = \Phi_1^2 \cdot \Delta p_1 + \rho_{\text{hom}} \cdot g \cdot L \cdot \sin \gamma \quad 2.1$$

$$\text{mit } \Delta p_1 = \lambda \cdot \frac{\rho_1}{2} \cdot w_1^2 \cdot \frac{L}{D} \text{ und } \Delta p_v = \lambda \cdot \frac{\rho_v}{2} \cdot w_v^2 \cdot \frac{L}{D}$$

$$\Phi^2 = 1 + (\Gamma^2 - 1) \cdot \left\{ B \cdot (x_1 \cdot x_v)^{\frac{2-n}{2}} \cdot x_v^{2-n} \right\}$$

$$\Gamma^2 = \frac{\Delta p_v}{\Delta p_1} \text{ und } B = \frac{20 \cdot \Gamma + 2 \cdot (1 - 2^{1-n})}{\Gamma^2 - 1}$$

$n = 0,25$ und $\lambda =$ Rohrreibungsbeiwert der Einphasenströmung

$$\frac{dx_v}{dT} = x_v \cdot \frac{c_{pv} - c_{pl}}{h_1 - h_v} + \frac{c_{pl}}{h_1 - h_v} \quad 2.2$$

$$+ \frac{[x_v \cdot v_v \cdot (1 - \beta_v \cdot T) + (1 - x_v) \cdot v_1 \cdot (1 - \beta_1 \cdot T)]}{T \cdot (v_1 - v_v)}$$

mit $x_v = 0$ bei $T = T_s$

Der VdS berechnet den Druckverlust über den physikalischen Ansatz, wie den Formeln 2.1 und 2.2 zu entnehmen ist. Hierbei wird für die Konstante $n = 0,25$ angesetzt und der Rohrreibungsbeiwert λ muss iterativ bestimmt werden. Für die Berechnung werden neben der Temperatur auch die Dichte, die Enthalpie, die Viskosität, das spezifische Volumen, die spezifische Wärmekapazität und der Wärmeausdehnungskoeffizient von CO_2 , sowie der Rohrreibungsbeiwert und die Strömungsgeschwindigkeit benötigt. Die Formeln zur Berechnung der

charakteristischen Stoffdaten werden im folgenden Abschnitt 2.3 veranschaulicht. [3, pp. 65-66]

Der Ansatz der NFPA ist durch eine empirische Berechnung des Druckverlustes ausgeprägt. Auch die Startbedingungen sind vorgegeben, im Gegensatz zur VdS 2093 gibt die NFPA 12 eine Starttemperatur von 21 °C vor. Durch die Festlegung der Starttemperatur ist der Startdruck mit 51,7 bar definiert. Die Formel 2.3 wird verwendet um den Druckverlust zu berechnen. Es werden die Y- und Z-Werte aus der Tabelle in Abbildung 2 entnommen. Die Faktoren Y und Z beziehen sich auf den Druck in der Rohrleitung und der Gasflasche(n). In der Formel werden der Innenrohrdurchmesser D und die theoretische Gesamtlänge L der Rohrleitung verwendet. Die Gesamtlänge stellt die Länge einer Rohrleitung dar, mit der der vorhandene Druckverlust bei vorliegendem Durchmesser erreicht wird. Sie errechnet sich aus der Vorlänge und der Länge des Rohrstückes.

$$Q_M^2 = \frac{0,8725 \cdot 10^{-5} \cdot D^{5,25} \cdot Y}{L + 0,04319 \cdot D^{1,25} \cdot Z} \tag{2.3}$$

$$\Delta p_h = \left(\frac{p_1 + p_2}{2 \cdot g} \right)^{1,7739} \cdot 6,734 \cdot 10^{-5} \cdot H \tag{2.4}$$

Es wird die Masse Q_M an CO_2 ermittelt, die in einer Minute durch die Rohrleitung strömt. Diese Masse wird mit dem gegebenen Massenstrom verglichen und die Y- und Z-Werte so lange angepasst bis die Massen pro Minute übereinstimmen. Bei einem Druckverlust zwischen den Tabellenwerten in der Abbildung 2, muss interpoliert werden. Die Druckverlustberechnung nach NFPA 12 mit Formel 2.3 berechnet nur den Reibungs- und den Geschwindigkeitsumwandlungsdruckverlust. Für den geodätischen Druckverlust wird die Formel 2.4 verwendet. [4, p. 12]

Table A-1-10.5(b) (Metric) Values of Y and Z For 51.7 Bar Initial Storage Pressure

Pressure psia	Z	Y									
		0	.1	.2	.3	.4	.5	.6	.7	.8	.9
51	.028	563	485	407	329	250	170	91	11	0	0
50	.085	1321	1247	1172	1097	1022	946	871	794	718	640
49	.133	2045	1974	1903	1831	1759	1687	1615	1542	1469	1395
48	.179	2736	2669	2601	2532	2464	2395	2325	2256	2186	2115
	.223	3397	3332	3267	3202	3136	3070	3004	2938	2871	2804
47	.267	4027	3966	3903	3841	3779	3716	3652	3589	3525	3461
45	.313	4629	4570	4511	4452	4392	4332	4271	4211	4150	4089
44	.361	5203	5147	5090	5034	4977	4920	4862	4804	4746	4688
43	.411	5750	5696	5643	5589	5534	5480	5425	5370	5315	5259
42	.462	6271	6220	6168	6117	6065	6013	5961	5909	5856	5803
41	.515	6766	6717	6669	6620	6571	6521	6472	6422	6372	6321
40	.568	7236	7190	7144	7098	7051	7004	6957	6909	6862	6814
39	.622	7683	7639	7596	7552	7507	7463	7418	7373	7328	7282
38	.676	8107	8066	8024	7982	7940	7898	7855	7813	7770	7727
37	.729	8510	8470	8431	8391	8351	8311	8271	8230	8189	8148
36	.782	8891	8854	8816	8779	8741	8703	8665	8626	8588	8549
35	.834	9253	9218	9182	9146	9111	9074	9038	9002	8965	8928
34	.885	9596	9563	9529	9495	9461	9427	9392	9358	9323	9288
33	.936	9922	9890	9858	9826	9793	9761	9728	9696	9663	9629
32	.987	10 230	10 200	10 170	10 139	10 109	10 078	10 047	10 016	9985	9953
31	1.038	10 523	10 495	10 466	10 437	10 408	10 379	10 349	10 320	10 290	10 260
30	1.090	10 801	10 774	10 747	10 720	10 692	10 664	10 636	10 608	10 580	10 552
29	1.143	11 065	11 040	11 014	10 988	10 961	10 935	10 909	10 882	10 855	10 828
28	1.198	11 316	11 291	11 267	11 242	11 217	11 192	11 167	11 142	11 116	11 091
27	1.255	11 553	11 530	11 506	11 483	11 460	11 436	11 412	11 388	11 364	11 340
26	1.313	11 777	11 756	11 734	11 711	11 689	11 667	11 644	11 622	11 599	11 576
25	1.374	11 990	11 969	11 948	11 927	11 906	11 885	11 864	11 842	11 821	11 799
24	1.436	12 190	12 170	12 151	12 131	12 111	12 091	12 071	12 051	12 031	12 010
23	1.501	12 378	12 360	12 341	12 323	12 304	12 285	12 267	12 248	12 229	12 209
22	1.568	12 554	12 537	12 520	12 503	12 485	12 468	12 450	12 432	12 414	12 396
21	1.635	12 719	12 703	12 687	12 671	12 654	12 638	12 621	12 605	12 588	12 571
20	1.705	12 871	12 857	12 842	12 827	12 812	12 797	12 781	12 766	12 750	12 734

Abbildung 2: Tabelle für Y- und Z-Faktoren nach NFPA 12 für den Startdruck von 51,7 bar [4, p. 28]

Im Vergleich zur Vorschrift nach VdS ist zu erkennen, dass bei der NFPA der Druckverlust über Faktoren und Vergleiche errechnet wird. Die Errechnung ist vereinfacht und es muss nur die entsprechende Vorlänge zusätzlich berechnet werden.

2.3 CO₂ - Eigenschaften und Verhalten unter HD

Das Löschmittel der Gaslöschanlage ist CO₂. Es wird im flüssigen und/oder gasförmigen Zustand in Hochdruckgasflaschen bevorratet. Dabei unterliegt das entstehende Gas nicht dem idealen Gasgesetz, da es direkt aus der Flüssigphase entsteht und somit zu dicht am Siedepunkt liegt. Deswegen muss bei der Gasphase immer ein Realteil berücksichtigt werden um die charakteristischen Stoffdaten korrekt darzustellen. Während des Ausströmvorgangs beginnt die Flüssigkeit aufgrund des Druckverlustes zu verdampfen. Bis zur vollständigen Verdampfung der Flüssigkeit befindet sich das CO₂ im Nassdampfgebiet. Solange es in diesem Bereich liegt, müssen Stoffdaten sowohl von der Siedelinie als auch von der Taulinie berechnet werden. Zusätzlich ist noch der Dampfgehalt des CO₂ im Nassdampfgebiet zu bestimmen.

Die charakteristischen Stoffdaten von CO₂, die für eine Berechnung des Druckverlustes nach VdS benötigt werden, sind in Abschnitt 2.2 aufgeführt und sollen in diesem Abschnitt näher beschrieben werden. Die meisten Formeln hängen vom Druck und der Temperatur ab. Da nur eine dieser Eigenschaften gegeben ist, ist es notwendig die passende Formel für die Berechnung zu verwenden. Der Ausströmvorgang findet im Nassdampfgebiet statt, somit sind Temperatur und Druck identisch mit denen der Dampfdruckkurve. Folglich wird eine Formel zur Berechnung der Dampfdruckkurve von CO₂ benötigt. Im Folgenden werden zwei Formeln, 2.5 und 2.6, die der Dampfdruckkurve von CO₂, siehe Abbildung 3, entsprechen dargestellt.

$$p = a \cdot \left(\frac{T}{100} - b \right)^n \quad 2.5$$

$$p = p_c \cdot \exp \left[\frac{T_c}{T} (A \cdot \tau + B \cdot \tau^{1,5} + C \cdot \tau^{2,5} + D \cdot \tau^5) \right] \quad 2.6$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{T}{T_c}$$

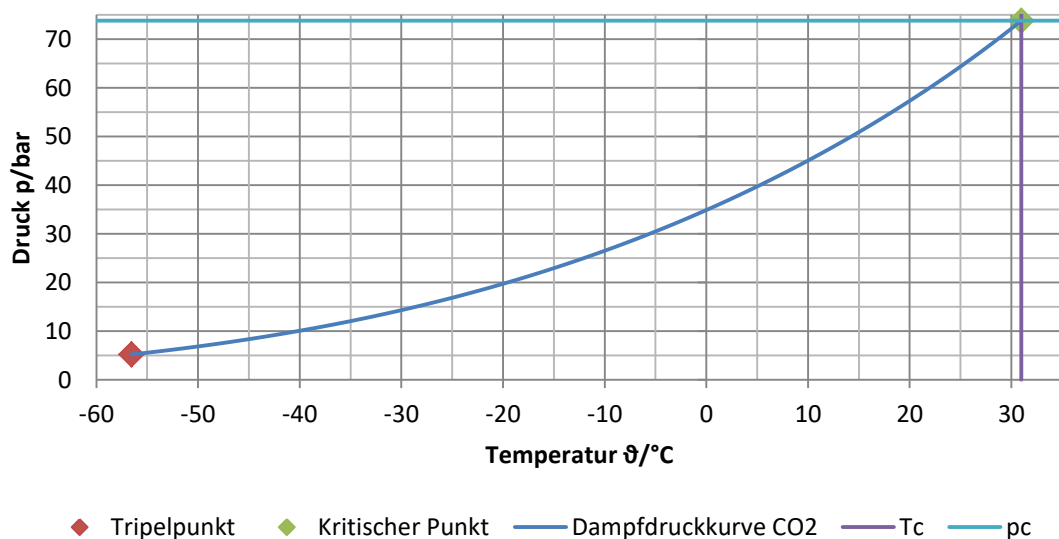


Abbildung 3: Dampfdruckdiagramm von CO₂ [5]

Die Formel 2.5 nach YOUNG findet ihre Anwendung bei Kältemitteln, folgende Konstanten $a = 8,494$, $b = 1,281$ und $n = 3,852$ werden für CO_2 verwendet. Diese Formel wird schon im vorherigen Programm zur Berechnung des Druckes, bzw. der Temperatur, verwendet und hat einen Anwendungsbereich vom Tripelpunkt bis zum kritischen Punkt. [6, p. 112]

Bei der Formel 2.6 handelt es sich um eine Abwandlung der WAGNER-Gleichung. Sie wird auch als 2,5-5-Form der WAGNER-Gleichung bezeichnet. Die Formel ist eine rein empirische Gleichung, die Konstanten $A = -7,02916$, $B = 1,55373$, $C = -1,33074$ und $D = -2,08761$ beziehen sich speziell auf CO_2 . Es wird mit reduziertem Druck p_r und reduzierter Temperatur T_r gerechnet. [7, pp. 153, 376]

Die Berechnung der Dichte bzw. des spezifischen Volumens kann mit je einer Gleichung für die Flüssigkeit und das Gas erfolgen. Das spezifische Volumen ist der Kehrwert der Dichte. ($\rho = \frac{1}{v}$). Die Dichte der siedenden Flüssigkeit von CO_2 kann mit der Physical Properties Data Service (PPDS)-Gleichung in Formel 2.7 bestimmt werden.

$$\rho_l = \rho_c + [A \cdot \tau^{0,35} + B \cdot \tau^{2/3} + C \cdot \tau + D \cdot \tau^{4/3}] \quad 2.7$$

mit $\tau = 1 - \frac{T}{T_c}$

Die Dichte der Flüssigkeit von CO_2 hat die Koeffizienten $A = 897,8727$, $B = 170,041$, $C = 169,0516$ und $D = 37,9218$. Bei der Dichte der Gasphase ist der Realanteil des Gases zu beachten. Hierfür muss der Realgasfaktor Z bestimmt werden. Damit ist eine Berechnung des spezifischen Volumens einfacher als Ermittlung der Dichte. Mit der Formel 2.8 nach PENG-ROBINSON lässt sich das spezifische Gasvolumen berechnen. Nach einer Umformung zu Formeln 2.9 und deren Ableitung 2.10, ermittelt sich der Realgasfaktor über das Newtonverfahren. Die Gleichung zum Newtonverfahren findet sich in Formel 2.11 wieder. Aus dem Realgasfaktor kann über Formel 2.12 das spezifische Gasvolumen errechnet werden. [7, pp. 150, 151, 366]

$$p = \frac{R \cdot T}{v_m - b} - \frac{a(T)}{v_m^2 + b \cdot v_m} \quad 2.8$$

$$\text{mit } a(T) = a_c \cdot \alpha(T)$$

$$\alpha(T) = \left[1 + (0,37464 + 1,54226 \cdot \omega - 0,26992 \cdot \omega^2) \cdot \left(1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^{0,5} \right) \right]^2$$

$$a_c = 0,45724 \cdot \frac{R^2 \cdot T_c^2}{p_c} \quad \text{und } b = 0,0778 \cdot \frac{R \cdot T_c}{p_c}$$

$$\omega = -1 - \log \left(\frac{p_s}{p_c} \right)_{T/T_c=0,7}$$

$$f(Z) = Z^3 + \left(\frac{b \cdot p}{R \cdot T} - 1\right) \cdot Z^2 + \left(\frac{a(T) \cdot p}{R^2 \cdot T^2} - 3 \cdot \frac{p^2 \cdot b^2}{R^2 \cdot T^2} - 2 \cdot \frac{p \cdot b}{R \cdot T}\right) \cdot Z \quad 2.9$$

$$+ \frac{p^3 \cdot b^3}{R^3 \cdot T^3} + \frac{p^2 \cdot b^2}{R^2 \cdot T^2} + \frac{a(T) \cdot b \cdot p^2}{R^3 \cdot T^3}$$

$$f'(Z) = 3 \cdot Z^2 + 2 \cdot \left(\frac{b \cdot p}{R \cdot T} - 1\right) \cdot Z \quad 2.10$$

$$+ \left(\frac{a(T) \cdot p}{R^2 \cdot T^2} - 3 \cdot \frac{p^2 \cdot b^2}{R^2 \cdot T^2} - 2 \cdot \frac{p \cdot b}{R \cdot T}\right)$$

$$Z_{n+1} = Z_n - \frac{f(Z)}{f'(Z)} \quad 2.11$$

$$v_v = \frac{Z \cdot R_{CO_2} \cdot T}{p \cdot M_{CO_2}} \quad 2.12$$

In der Formel 2.8 ist ω der azentrische Faktor. Der Faktor berücksichtigt die intermolekulare Wechselwirkung in Abhängigkeit von seiner Orientierung auf die Stoffeigenschaften. Er wird für kubische Zustandsgleichungen verwendet und sagt etwas über die Dampfdruckkurve des Stoffes aus. Als Startwert für die Berechnung des Realgasfaktors wird $Z_n = 1$ für den idealen Gaszustand gewählt und so lange iterativ gerechnet, bis die Ergebnisse ausreichend übereinstimmen.

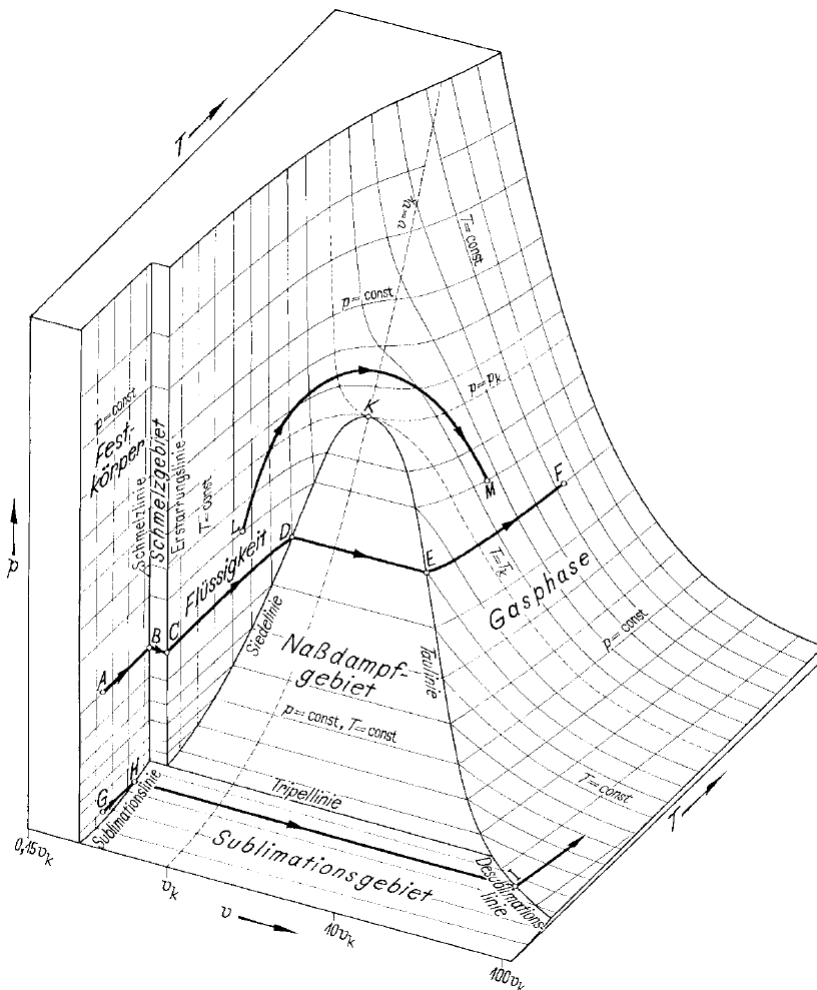


Abbildung 4: p,v,T-Fläche von CO2, maßstäblich gezeichnet [8, p. 179]

Aufgrund der oben dargestellten Berechnungen sind Temperatur, Druck und das spezifische Volumen bekannt. Diese Eigenschaften werden nun in einem p,v,T-Flächendiagramm in der Abbildung 4 dargestellt. Hier ist zu erkennen wie die drei Eigenschaften voneinander abhängig sind. Das spezifische Volumen ist in diesem Diagramm logarithmisch dargestellt. [7, p. 147]

Eine weitere Eigenschaft, die für den Druckverlust berechnet werden muss, ist die Viskosität. Die Ermittlung der Viskosität der Flüssigkeit kann in diesem Fall durch eine PPDS-Gleichung mit der Formel 2.13 durchgeführt werden.

$$\eta_l = E \cdot \exp \left[-A \cdot \left(\frac{T-C}{T-D} \right)^{1/3} - B \cdot \left(\frac{T-C}{T-D} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{C-T}{T-D} \right) \right] \quad 2.13$$

Mit den Konstanten $A = 2,68801$, $B = 4,19607$, $C = 305,198$, $D = -186,836$, und $E = 0,00002914$ kann die Viskosität des flüssigen CO_2 bei entsprechender Temperatur bestimmt werden. Für eine einfachere Berechnung wurden die Faktoren der Konstanten A und B angepasst um auftretenden negativen Termen zu umgehen. [7, pp. 162, 416]

$$\left[(\eta_v - \eta_v^{\text{id}}) \cdot \xi_T + 1 \right]^{1/4} = 1,0230 + 0,23364 \cdot \rho_r + 0,58533 \cdot \rho_r^2 - 0,40758 \cdot \rho_r^3 + 0,093324 \cdot \rho_r^4 \quad 2.14$$

$$\text{mit } \xi_T = \left[\frac{T_c}{M_{\text{CO}_2}^3 \cdot \left(\frac{p_c}{1,01325} \right)^4} \right]^{1/6} \quad \text{und } \rho_r = \frac{v_c}{v}$$

$$\eta_v^{\text{id}} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

Bei der Berechnung für die gasförmige Viskosität können zwei Formeln verwendet werden. Zum einen die Formel 2.14 nach JOSSI, ET AL., die die ideale Viskosität des Gases zur Berechnung benötigt. Die Relation ist für nicht polare Gase in einem Anwendungsbereich von $0,1 \leq \rho_r < 3$ gültig. Die Konstanten für das Polynom sind: $A = -1,8024 \cdot 10^{-6}$, $B = 6,5989 \cdot 10^{-8}$, $C = -3,7108 \cdot 10^{-11}$, $D = 1,586 \cdot 10^{-14}$, $E = -3 \cdot 10^{-18}$. [7, pp. 164, 426]

$$\eta_v = \eta^* \cdot \frac{36,344 \cdot (M_{\text{CO}_2} \cdot T_c)^{1/2}}{V_c^{2/3}} \quad 2.15$$

$$\text{mit } \eta^* = \frac{(T^*)^{1/2}}{\Omega_v} \cdot [F_c \cdot (G_2^{-1} + E_6 \cdot y)] + \eta^{**} \quad \text{und } T^* = 1,2593 \cdot T_r$$

$$\Omega_v = A \cdot (T^*)^{-B} + C \cdot \exp[-D \cdot T^*] + E \cdot \exp[-F \cdot T^*]$$

$$F_c = 1 - 0,2756 \cdot \omega$$

$$y = \frac{\rho \cdot V_c}{6} \quad \text{und } G_1 = \frac{1 - 0,5 \cdot y}{(1 - y)^3}$$

$$G_2 = \frac{E_1 \cdot \frac{1 - e^{-E_4 \cdot y}}{y} + E_2 \cdot G_1 \exp[-E_5 \cdot y] + E_3 \cdot G_1}{E_1 \cdot E_4 + E_2 + E_3}$$

$$\eta^{**} = E_7 \cdot y^2 \cdot G_2 \cdot e^{[E_8 + E_9 \cdot (T^*)^{-1} + E_{10} \cdot (T^*)^{-2}]}$$

Bei der Gleichung nach JOSSI, ET AL. ist zu beachten, dass die Viskosität in der Einheit μP berechnet wird. Für eine bessere Vergleichbarkeit der Ergebnisse erfolgt eine Umrechnung. Hierbei entsprechen zehn Poise P einem Pa·s. Die Formel ist über die reduzierte Dichte korreliert. Zum anderen gibt es die Methode nach CHUNG, ET AL. nach Formel 2.15. Die Methode ist eine Weiterentwicklung aus der gleichnamigen Methode zur Berechnung der Viskosität bei niedrigem Druck. Die Gasviskosität wird mit Hilfe von empirischen Korrekturfaktoren bestimmt. Diese sind zum einen unter der Formel 2.15 und zum anderen in der Tabelle 1 zu finden. Auch mit dieser Methode wird die Viskosität in μP errechnet. Aus der Tabelle entfallen die Spalten mit den Koeffizienten c_i und d_i . CO_2 besitzt weder einen Assoziationsfaktor κ , Faktor für -OH Gruppen eines Alkohols oder einer Säure, noch ein Dipolmoment μ . [9, pp. 9.38-9.39]

Tabelle 1: Chung, et al. Koeffizienten zur Berechnung von $E_i = a_i + b_i \cdot \omega + c_i \cdot \mu_r^4 + d_i \cdot \kappa$ [9, p. 9.40]

i	a_i	b_i	c_i	d_i
1	6,324	50,412	-51,680	1189,0
2	0,00121	-0,001154	-0,006257	0,03728
3	5,283	254,209	-168,480	3898,0
4	6,623	38,096	-8,464	31,420
5	19,745	7,630	-14,354	31,530
6	-1,900	-12,537	4,985	-18,150
7	24,275	3,450	-11,291	69,350
8	0,7972	1,117	0,01235	-4,117
9	-0,2382	0,0677	-0,8163	4,025
10	0,06863	0,3479	0,5926	-0,727

Um den Druckverlust berechnen zu können fehlt die Bestimmung des Dampf- oder Gasanteils. Dieser wird, wie in Abschnitt 2.2 beschrieben, über die Formel 2.2 bestimmt. Hierfür sind die Enthalpie, der Wärmeausdehnungskoeffizient und die spezifische Wärmekapazität zu berechnen. Die Stoffdaten für den Wärmeausdehnungskoeffizienten β werden über die partielle Ableitung der Dichte über die Temperatur bei konstantem Druck in Formel 2.16 bestimmt. Die Formel gilt gleichermaßen für Flüssig- und Gasphase. [7, p. 754]

$$\beta = \frac{1}{\rho} \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p \quad 2.16$$

Die spezifische Wärmekapazität c_p kann für Flüssigkeit und Gas jeweils über eine PPDS-Gleichung bestimmt werden. Im gasförmigen Zustand erfolgt noch eine Realgaskorrektur. Diese Korrektur wird in der PENG-ROBINSON-Gleichung in Formel 2.20 und einer partiellen Ableitung Formel 2.21 zusammengefasst.

$$\Delta c_{p1} = R \cdot \left(\frac{A}{\tau} + B + C \cdot \tau + D \cdot \tau^2 + E \cdot \tau^3 + F \cdot \tau^4 \right) \quad 2.17$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{T}{T_c}$$

Die in Formel 2.17 verwendeten Konstanten lauten: $A = 0,4826$, $B = 9,4642$, $C = -12,2772$, $D = 62,6197$, $E = -153,1172$ und $F = 174,314$. Mit dieser Gleichung kann die spezifische Wärmekapazität der Flüssigkeit ermittelt werden. Die Berechnung der

spezifischen Wärmekapazität wird bis zum kritischen Punkt zunehmend ungenauer, da der c_p -Wert der Flüssigkeit zunehmend vom c_p -Wert der siedenden Flüssigkeit abweicht. [7, pp. 159, 396]

$$\Delta c_{p_v} = \Delta c_{p_v}^{\text{id}} + \Delta c_{p_v}^{\text{real}} \quad 2.18$$

$$\Delta c_{p_v}^{\text{id}} = R \cdot [B + (C - B) \cdot \tau^2 \cdot (1 - \tau \cdot (D + E \cdot \tau + F \cdot \tau^2 + G \cdot \tau^3))] \quad 2.19$$

$$\text{mit } \tau = \frac{T}{A + T}$$

$$\Delta h_v^{\text{real}} = h(T, p) - h(T, p = 0) \quad 2.20$$

$$= R \cdot T \cdot (Z - 1)$$

$$- \frac{1}{\sqrt{8} \cdot b} \cdot \left(a(T) - T \cdot \frac{\partial a(T)}{\partial T} \right) \cdot \ln \left(\frac{v + (1 + \sqrt{2}) \cdot b}{v + (1 - \sqrt{2}) \cdot b} \right)$$

$$\Delta c_{p_v}^{\text{real}} = \left(\frac{\partial \Delta h_v^{\text{real}}}{\partial T} \right)_p \quad 2.21$$

Die spezifische Wärmekapazität des Gases CO_2 errechnet sich aus der Formel 2.18, in der sich idealer und realer Anteil addieren. Für die ideale spezifische Wärmekapazität wird die PPDS-Gleichung in Formel 2.19 verwendet mit den Konstanten $A = 514,5073$, $B = 3,4923$, $C = -0,9306$, $D = -6,0861$, $E = 54,1586$, $F = -97,5157$ und $G = 70,9687$. Der reale Anteil wird über die partielle Ableitung des realen Anteils der Gasenthalpie über der Temperatur bei konstantem Druck ermittelt. Mit der PENG-ROBINSON-Gleichung in Formel 2.20, die sich aus Gleichung 2.8 ergibt, kann der reale Enthalpieanteil des CO_2 errechnet werden. [7, pp. 157-158, 406]

Für die Berechnung der Enthalpie, als letzte Eigenschaft zur Druckverlustberechnung, gibt es unterschiedliche Ansätze. Als Beispiel wird die Enthalpie über die Gasphase als Startpunkt errechnet. Die Enthalpie kann durch den idealen und realen Anteil berechnet werden. Für die Berechnung der Enthalpie des Gases werden, wie in Formel 2.22 aufgeführt ist, der Startwert bei $h(T, p=0)$, der ideale und der reale Anteil benötigt.

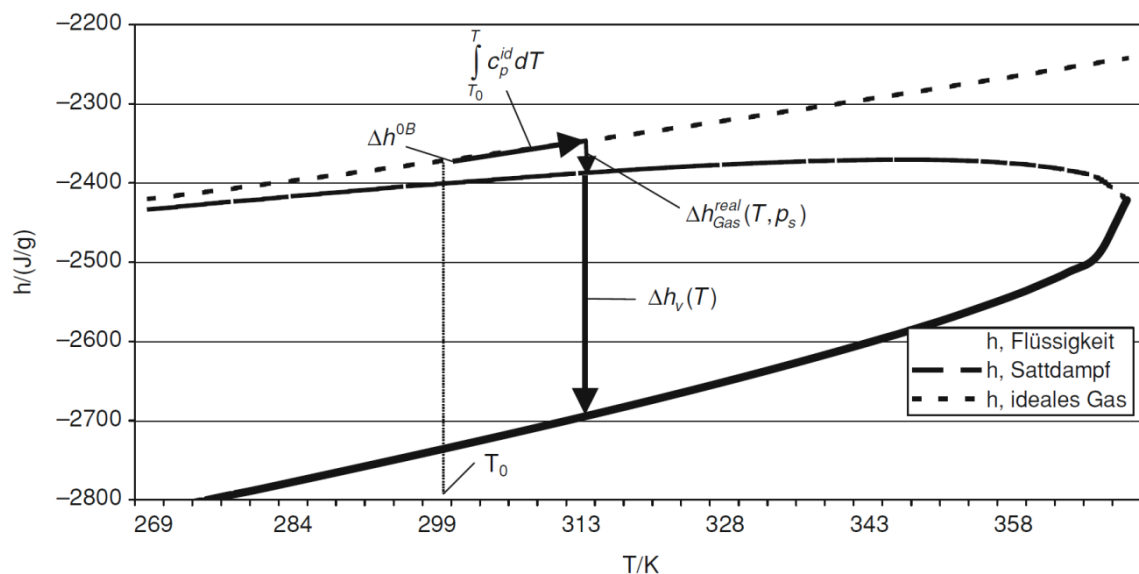


Abbildung 5: h,T-Diagramm zur Berechnung der Enthalpie einer Flüssigkeit mit der Route „Startphase Gas“ [7, p. 160]

Diese Anteile sind in der PENG-ROBINSON-Gleichung in Formel 2.20 für den realen und 2.23 für den idealen Anteil aufgeführt. Der ideale Teil wird über das Integral der idealen spezifischen Wärmekapazität von Starttemperatur bis zur Zieltemperatur gebildet. Wie aus der Abbildung 5 und der Formel 2.24 ersichtlich wird, kommt bei der Berechnung der Enthalpie der Flüssigkeit noch die Verdampfungsenthalpie als Anteil hinzu. Die Abbildung stellt ein Enthalpie-Temperatur-(h,T)-Diagramm mit Gas als Startphase da. Zu erkennen sind idealer und realer Anteil der Enthalpie und die Verdampfungsenthalpie. Die Anteile werden als Pfeile dargestellt. Weitere Herangehensweisen wären die Flüssigkeit als Startphase oder eine Zustandsgleichung. [10, pp. 339-354]

$$\Delta h_v = \Delta h^0 + \int_{298,15}^T c_p^{\text{id}} dT + \Delta h_v^{\text{real}}(T, p_s) \quad 2.22$$

$$\Delta h_v^{\text{id}} = \int_{298,15}^T c_p^{\text{id}} dT \quad 2.23$$

$$\Delta h_l = \Delta h^0 + \int_{298,15}^T c_p^{\text{id}} dT + \Delta h_v^{\text{real}}(T, p_s) - \Delta h_v(T) \quad 2.24$$

$$\Delta h_v(T) = R \cdot T_c \cdot (A \cdot \tau^{1/3} + B \cdot \tau^{2/3} + C \cdot \tau + D \cdot \tau^2 + E \cdot \tau^6) \quad 2.25$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{T}{T_c}$$

In der PPDS-Gleichung 2.25 für die Berechnung der Verdampfungsenthalpie $\Delta h_v(T)$ gibt es folgende Konstanten: $A = 6,29356$, $B = 5,58825$, $C = -1,150946$, $D = -2,168773$ und $E = 31,513859$. [7, pp. 154-155, 160, 386]

2.4 Strömungsverhalten in Rohrleitungen

In diesem Abschnitt sollen Strömungsformen und -verhalten in einer Rohrleitung dargestellt werden. Die Strömungsform ist entscheidend für die anschließende Druckverlustberechnung in Abschnitt 2.5. Durch einen Druckverlust während des Ausströmvorgangs der CO₂-Löschanlage verdampft ein Anteil vom CO₂ innerhalb der Rohrleitung. Daher sind die Strömungsformen eines Verdampferrohres anzunehmen und in Abbildung 6 und Abbildung 7 für vertikale und horizontale Rohrleitungen dargestellt. Es wird vertikal in sieben unterschiedliche Strömungsformen unterteilt: Blasen-, Pfropfen-, Schichten-, Wellen-, Schwall-, Ring- und Nebelströmung. Horizontale Strömungen unterteilen sich in sechs Formen: Blasen-, Kolbenblasen-, aufgewühlte oder Schaum-, Ring-, Ringstrahlen- oder Nebelströmung. [7, p. 899]

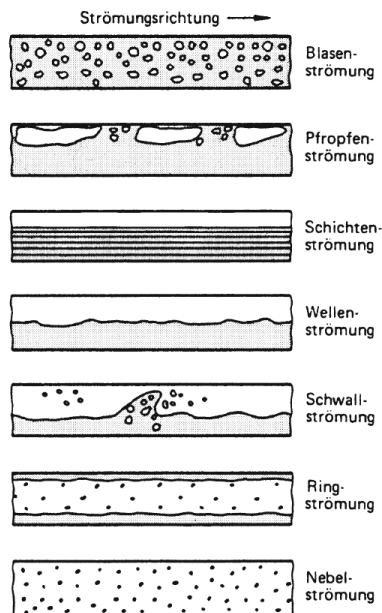


Abbildung 6: Strömungsformen, vertikale Strömung [7, p. 899]

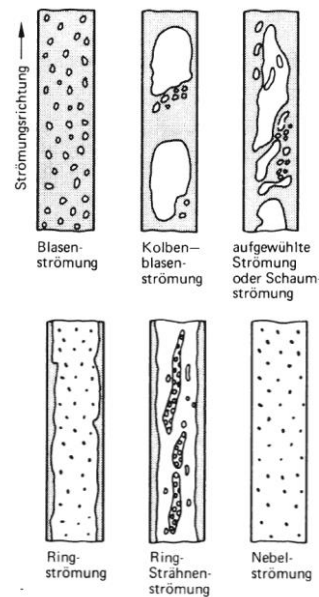


Abbildung 7: Strömungsformen, horizontale Strömung [7, p. 899]

Für die Bestimmung der Strömungsformen sind Formeln und Berechnungen in Anhang A ausführlich dargestellt. Ein weiterer Punkt für die Druckverlustberechnung ist das Strömungsverhalten im Rohr. Zur Ermittlung des Verhaltens der Strömung muss die Reynoldszahl bestimmt werden. Die Reynoldszahl, kurz Re , spiegelt das Trägheits- zu Zähigkeitsverhältnis wider. Sie wird aus der Strömungsgeschwindigkeit, dem inneren Rohrdurchmessers, der Dichte des Mediums und seiner Viskosität in Formel 2.26 berechnet. Es wird unterschieden zwischen laminarem (schichtförmigem) oder turbulentem (wirbelförmigem) Strömungsverhalten. Die Grenze zwischen beiden Verhalten liegt bei einer Reynoldszahl von in etwa $Re = 2320$. Diese Reynoldszahl beschreibt den Umschlagspunkt von laminarer zu turbulenter Strömung in ausgebildeten Rohrströmungen. [11, p. 175]

$$Re = \frac{w_{\text{hom}} \cdot D \cdot \rho_{\text{hom}}}{\eta_{\text{hom}}} \quad 2.26$$

Ist das Strömungsverhalten bekannt, kann mit diesem Verhalten die Rohrreibungszahl λ ermittelt werden. Es wird in vier verschiedene Bereiche gegliedert. Zum einen den laminaren Bereich und zum anderen den turbulente Bereich. Der turbulente Bereich

wird in drei weitere Bereiche unterteilt, den hydraulisch glatten, den hydraulisch rauhen und den Übergangsbereich. Im laminaren Bereich wird die Reibungszahl nach dem Gesetz von HAGEN-POISEUILLE in Formel 2.27 berechnet. Sie gilt für voll ausgebildete laminare Strömungen. Im turbulenten Bereich wird die Rohrreibungszahl meist iterativ bestimmt. Hier muss für λ ein Startwert eingesetzt werden. Als Beispiel eignet sich in diesem Fall $\lambda = 0,04$ als Startwert. Mit der Näherungsgleichung 2.28 nach PRANDTL kann der Reibungsbeiwert eines hydraulisch glatten Rohres berechnet werden. Bei hydraulisch rauhen Rohren wird für die Reibungszahl die Formel 2.29 von NIKURADSE verwendet. Hier errechnet sich λ über das Verhältnis vom k-Wert, der Rohrrauigkeit, zum Rohrdurchmesser D. Der Übergangsbereich bestimmt die Rohrreibungszahl mit der COLEBROOK-Funktion in Gleichung 2.30.

$$\text{laminarer Bereich: } \lambda = \frac{64}{\text{Re}} \quad 2.27$$

$$\text{hydraulisch glatter Bereich: } \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2,0 \cdot \log_{10}(\text{Re} \cdot \sqrt{\lambda}) - 0,8 \quad 2.28$$

$$\text{hydraulisch rauher Bereich: } \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log_{10} \left(\frac{k}{3,71 \cdot D} \right) \quad 2.29$$

$$\text{Übergangsbereich: } \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log_{10} \left(\frac{2,51}{\text{Re} \cdot \sqrt{\lambda}} + \frac{k}{3,71 \cdot D} \right) \quad 2.30$$

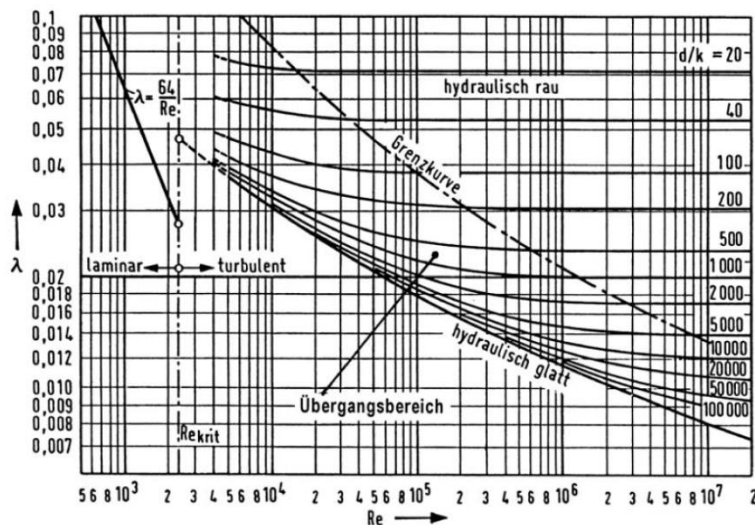


Abbildung 8: Colebrook-Diagramm für die Rohrreibungszahl λ [11, p. 180]

In diesen Formeln gibt es zwei verschiedene Berechnungsweisen. Die eine tritt auf, wenn ein Rohr sehr glatt ist. Dann wird die Reibungszahl über die Reynoldszahl Re errechnet. Dies ist der Formel 2.28 zu entnehmen. Bei der zweiten Berechnungsweise ist ein Verhältnis von Rohrrauigkeit k zu Rohrdurchmesser D entscheidend. Diese Variante wird für raue Rohre verwendet, siehe Formel 2.29. Im Übergangsbereich zwischen diesen Ansätzen werden beide Varianten verwendet. Der Übergangsbereich wird mit der Gleichung 2.30 berechnet. Diese Formel kann auch näherungsweise für die beiden Berechnungsweisen genutzt werden. Alle Bereiche von laminar bis hydraulisch rau sind in Abbildung 8 im Colebrook-Diagramm dargestellt. Im Colebrook-Diagramm lässt sich λ auch über die Reynoldszahl und das Verhältnis k zu D bestimmen. [11, pp. 178-179]

2.5 Druckverluste

Nachdem die Strömungsformen und –verhalten bekannt sind und alle physikalischen Eigenschaften ermittelt wurden, können die Druckverluste in der Rohrleitung bestimmt werden. Für die unterschiedlichen Ansätze sollten noch einige Begriffe erklärt werden, wie zum Beispiel homogen und heterogen oder stationär und instationär. Homogen bezogen auf die Phase des Kohlenstoffdioxids meint, dass nur eine Phase vorhanden ist. Als Gegenteil davon ist ein heterogenes Gemisch ein mehrphasiges Gemisch. Ein Beispiel Gas- und Flüssigphase des CO₂ in der CO₂-Hochdruckflasche vor Beginn der Auslösung. Bei den Begriffen stationär und instationär handelt es sich um thermodynamische Zustände. Ein stationäres System hat im Gegensatz zum instationären System keine zeitlich veränderliche physikalische Eigenschaft. Ein solches System könnte theoretisch unendlich laufen ohne hierbei Verluste zu haben. Ein instationäres System ist endlich, da es sich zeitlich verändert. Am Beispiel eines Rohrstücks, welches mit Druckverlust durchströmt wird, zeigt sich, dass der vorherrschende Druck geringer wird und der Druckverlust enden muss. Der Grund hierfür ist, dass kein System mit negativem Druck existiert. Hier ist der Druck die zeitlich veränderliche Variable. Es ist allerdings möglich ein instationäres System stationär zu berechnen, dies wird als quasistationär bezeichnet. Für ein solches System muss ein entsprechender mittlerer Wert errechnet werden, der konstant über die Rohrlänge die gleiche Fläche unter der zeitlichen Kurve besitzt wie die stationäre Funktion.

Nach der Klärung dieser Begriffe werden die drei unterschiedlichen Druckveränderungen aus Abschnitt 2.1, der Reibungs-, der Geschwindigkeitsumwandlung und geodätischer Druckverlust in diesem Absatz genauer beschrieben. Beim Reibungsdruckverlust werden die Reibungszahl, die mit den Formeln 2.27 bis 2.30 berechnet wird, die Strömungsgeschwindigkeit, Länge und Durchmesser des Rohres, sowie die vorhandene Dichte für die Berechnung benötigt. Dies ist in der NFPA 12 über die schon in Abschnitt 2.2 genannten Faktoren beschrieben. Auch die Geschwindigkeitsumwandlung ist in Formel 2.3 eingeschlossen. Bei der VdS 2093 wird dies mit der Änderung des Dampfgehaltes und der damit verbundenen Änderung des Volumenstroms bestimmt. Da sich der Volumenstrom ändert folgt auch eine Änderung der Strömungsgeschwindigkeit. Wie in Formel 2.31 zu erkennen ist wird die Differenz zwischen Anfangs- und Endgeschwindigkeit, bzw. spezifischem Volumen, gebildet, welches eine Druckveränderung zur Folge hat. Die Strömungsgeschwindigkeit errechnet sich aus Massenstrom, spezifischem Volumen und der Querschnittsfläche des Rohres. [12, p. 4]

$$\text{Geschwindigkeitsumwandlung: } \Delta p_W = \frac{w_2^2}{2 \cdot v_2} - \frac{w_1^2}{2 \cdot v_1} \quad 2.31$$

$$\text{mit } w = \frac{\dot{m} \cdot v}{A_{\text{Rohr}}}$$

$$\text{Geodätischer Druckverlust: } \Delta p_H = \frac{\rho_1 + \rho_2}{2} \cdot g \cdot H \quad 2.32$$

Beim geodätischen Druckverlust ist in der Formel 2.32 zu erkennen, dass der größte Einfluss auf die Berechnung beim Höhenunterschied und der Dichte liegt. Hier ist zu

beachten, dass der Höhenunterschied positiv als auch negativ sein kann und damit eine Druckabnahme oder –zunahme zur Folge hat. Diese Variante wird auch von der VdS-Richtlinie verwendet, vergleiche hierzu auch Formel 2.1. In der amerikanischen NFPA-Richtlinie wird hierzu wieder eine Korrelation verwendet, der den Anfangs- und Enddruck statt der Dichte einschließt. Dies ist in Abschnitt 2.2 in der Gleichung 2.4 dargestellt.

3 Praktischer Teil

Im vorherigen Kapitel Zwei sind allgemeine und theoretische Grundlagen zu HD-Löschanlagen und dem Löschmittel CO₂ vermittelt worden. Auf diese Grundlage wird in diesem Kapitel eingegangen und aufgebaut. Es wird aufgezeigt wie sich das mathematische Modell zur Druckverlustberechnung im Einzelnen zusammensetzt und welche Berechnungsschritte durchgeführt werden. Das formulierte Modell wird als Kernmodul für das geschriebene Programm verwendet.

Die Druckverlustberechnung benötigt Randbedingungen wie zum Beispiel Starttemperatur, Rohrnetzisometrie, Einsatzmenge des Löschmittels und die Berechnungsvorschrift. Die Randbedingungen werden sowohl für die physikalischen Eigenschaften als auch für die Druckverlustberechnung verwendet.

3.1 Bestimmung der physikalischen Eigenschaften

Bevor der Druckverlust im Rohrnetz der Löschanlage berechnet wird, sind physikalische Eigenschaften des Löschmittels CO₂ zu berechnen. Vorhandene Berechnungen müssen hierfür mit dem aktuellen Stand der Technik gegen gemessene Werte validiert werden. Die berechneten Stoffdaten werden über ein Spektrum von 30°C bis -40°C mit realen Stoffdaten validiert. In diesem Bereich ist die CO₂-Löschanlage aktiv. Diese physikalischen Daten sind dem NIST-Server [5] entnommen und mit der CO₂-Dampf tabel im VDI-Wärmeatlas überprüft. [7, pp. 242-244]

3.1.1 Druck aus Temperatur

Für das mathematische Modell ist die Berechnung des Druckes, als Funktion der Temperatur, eine wiederkehrende Berechnung. Der Druckverlust verläuft, wie schon im Abschnitt 2.3 erläutert, entlang der Dampfdruckkurve von CO₂. Der Dampfdruck kann durch den Ansatz nach YOUNG oder mit der WAGNER-Gleichung ermittelt werden. Mit den Formeln 2.5 und 2.6 wird der Druck als Funktion der Temperatur berechnet. Als Beispiel dient die Starttemperatur $\vartheta_s = 15^\circ\text{C} \triangleq T_s = 288,15\text{ K}$ und $p_{s,\text{real}} = 50,871\text{ bar}$ beträgt der real gemessene Druck zur Starttemperatur.

$$p_{s,\text{Young}} = 8,494 \cdot \left(\frac{288,15}{100} - 1,281 \right)^{3,852} \cdot 0,981 = 51,000\text{ bar} \quad 3.1$$

$$p_{s,\text{Wagner-Gleichung}} = 73,773 \cdot \exp^{\frac{304,13}{288,15} \left(-7,02916 \cdot \tau + 1,55373 \cdot \tau^{1,5} - 1,33074 \cdot \tau^{2,5} - 2,08761 \cdot \tau^5 \right)} \quad 3.2$$

$$= 50,911\text{ bar}$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{288,15}{304,13} = 0,052538$$

$$f_Y = \left(\frac{51,000}{50,871} - 1 \right) \cdot 100\% = 0,254\% \text{ und } f_W = \left(\frac{50,911}{50,871} - 1 \right) \cdot 100\% = 0,079\%$$

Das entspricht einem relativen Fehler von $f_Y = 0,254\%$ bei YOUNG und $f_W = 0,079\%$ bei der WAGNER-Gleichung im Vergleich zum realen Wert. Der errechnete Druck wird für die folgenden Berechnungen benötigt, hier sollte der Fehler gering und konstant sein. Für das Berechnungsprogramm sollte es möglich sein aus einem gegebenen Druck die Temperatur zu berechnen, daher muss die Funktion auch einfach umgestellt werden können. Aus diesem Grund wird die WAGNER-Gleichung

vernachlässigt, da die Temperatur nur durch ein Näherungsverfahren ermittelt werden kann. Für die Berechnung des Druckes oder der Temperatur wird im mathematischen Modell für die Druckverlustberechnung die Formel 2.5 nach YOUNG verwendet. Weitere Berechnungen sind der Tabelle 5 zu entnehmen.

3.1.2 Spezifisches Volumen

Bei der Ermittlung des spezifischen Volumens sind Temperatur und Druck gleichermaßen wichtige Bestandteile. Es wird für die flüssige Phase Formel 2.7 und für die gasförmige Phase die Formeln 2.9 bis 2.12 verwendet. Als Vereinfachung werden im Programm zwei Näherungen eingesetzt. Die erstellten Näherungen werden nicht veröffentlicht, weil diese Teil des Berechnungsprogrammes sind und damit der Geheimhaltung unterliegen. Aus diesem Grund werden erwähnte Näherungen nur Ergebnisse als Vergleich liefern. Im folgenden Beispiel Formel 3.3 und 3.4 wird mit den realen Daten aus Abschnitt 3.1.1 weitergerechnet und das spezifische Volumen der Flüssigkeit berechnet.

$$\begin{aligned}\rho_{l,PPDS} &= 467,6 + \left[\frac{897,8727 \cdot \tau^{0,35} + 170,0410 \cdot \tau^{2/3}}{+169,0516 \cdot \tau + 37,9218 \cdot \tau^{4/3}} \right] \\ &= 821,250 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\end{aligned}\quad 3.3$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{288,15}{304,1282} = 0,052538$$

$$v_l = \frac{1}{\rho_{PPDS}} = 0,001218 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \quad 3.4$$

$$f_{PPDS} = \left(\frac{0,001218}{0,001218} - 1 \right) \cdot 100\% = -0,0009\%$$

Das reale spezifische Volumen der Flüssigkeit von CO₂ liegt bei gerundet 0,001218 m³/kg. Wie in der Berechnung zu erkennen ist, liegt der relative Fehler der PPDS-Gleichung bei f_{PPDS} = -0,0009% und besitzt damit eine gute Übereinstimmung zum realen Wert. In Tabelle 6 sind weitere Ergebnisse, sowohl von der PPDS-Gleichung als auch die der Näherungsgleichung, aufgeführt.

$$\begin{aligned}f(1) &= Z^3 + \left(\frac{b \cdot 5087100}{R \cdot 288,15} - 1 \right) \cdot Z^2 \\ &+ \left(\frac{a(288,15) \cdot 5087100}{R^2 \cdot 288,15^2} - 3 \cdot \frac{5087100^2 \cdot b^2}{R^2 \cdot 288,15^2} - 2 \cdot \frac{5087100 \cdot b}{R \cdot 288,15} \right) \cdot Z \\ &+ \frac{5087100^3 \cdot b^3}{R^3 \cdot 288,15^3} + \frac{5087100^2 \cdot b^2}{R^2 \cdot 288,15^2} + \frac{a(288,15) \cdot b \cdot 5087100^2}{R^3 \cdot 288,15^3} \\ &= 0,28030\end{aligned}\quad 3.5$$

$$\text{mit } a(288,15) = a_c \cdot \alpha(288,15) = 0,41043$$

$$\begin{aligned}\alpha(288,15) &= \left[1 + (0,37464 + 1,54226 \cdot \omega - 0,26992 \cdot \omega^2) \cdot \left(1 - \left(\frac{T}{303,13} \right)^{0,5} \right) \right]^2 \\ &= 1,03563\end{aligned}$$

$$a_c = 0,45724 \cdot \frac{R^2 \cdot 303,13^2}{7377300} = 0,39630$$

$$b = 0,0778 \cdot \frac{R \cdot 303,13}{7377300} = 0,000026667$$

$$\omega = -1 - \log\left(\frac{4,72192}{73,773}\right)_{T/T_c=0,7} = 0,19378 \frac{1}{K}$$

$$f'(1) = 3 \cdot Z^2 + 2 \cdot \left(\frac{b \cdot 5087100}{R \cdot T} - 1\right) \cdot Z \quad 3.6$$

$$+ \left(\frac{a(288,15) \cdot 5087100}{R^2 \cdot 288,15^2} - 3 \cdot \frac{5087100^2 \cdot b^2}{R^2 \cdot 288,15^2} - 2 \cdot \frac{5087100 \cdot b}{R \cdot 288,15}\right)$$

$$= 1,35413$$

$$Z_{n+1} = 1 - \frac{f(1)}{f'(1)} = 0,79301 \quad 3.7$$

$$v_v = \frac{0,57829 \cdot R_{CO_2} \cdot 288,15}{5087100 \cdot M_{CO_2}} = 0,006188 \frac{m^3}{kg} \quad 3.8$$

$$f_{P-R} = \left(\frac{0,006188}{0,006222} - 1\right) \cdot 100\% = -0,716\%$$

Die Berechnung des spezifischen Gasvolumens wird mit angenommener Starttemperatur und realem Druck als Beispiel in den Formeln 3.5 bis 3.8 dargestellt. Hierfür wird zunächst der Realgasfaktor Z nach PENG-ROBINSON über das Newtonverfahren berechnet bis Z_{n+1} konstant ist. Dies ist in Tabelle 2 zu finden. Für eine bessere Übersicht sind Werte für Z_n und Z_{n+1} auf die fünfte Nachkommastelle gerundet. Als Startwert wird, wie schon im theoretischen Bereich beschrieben ist, der Realgasfaktor auf $Z_n = 1$ für ideales Gas festgelegt. Aus dem Realgasfaktor wird das spezifische Volumen des Gases ermittelt, hier in Formel 3.8 zu sehen.

Tabelle 2: Newtonverfahren zur Berechnung des Realgasfaktors Z

Z_n	$f(Z)$	$f'(Z)$	Z_{n+1}
1	0,28029718	1,354128529	0,79301
0,79301	0,079250518	0,631249482	0,66746
0,66746	0,02064926	0,318058477	0,60254
0,60254	0,004190022	0,193196472	0,58085
0,58085	0,000396304	0,157120747	0,57833
0,57833	$5,06822 \cdot 10^{-6}$	0,153108358	0,57829
0,57829	$8,67367 \cdot 10^{-10}$	0,153055954	0,57829

Die Berechnung des spezifischen Gasvolumens ist aufwendiger als die Berechnung für die Flüssigkeit. Als alternative Berechnung ist für das Programm eine polynomische Näherungsgleichung, die eine Funktion der Temperatur ist, erstellt worden. Die Ergebnisse der Funktion sind zusammen mit den Berechnungen aus PENG-ROBINSON in Tabelle 7 aufgeführt. PENG-ROBINSON liefert einen relativen Fehler von $f_{P-R} = -0,716\%$ bei $\vartheta = 15 \text{ °C}$ ($T = 288,15 \text{ K}$). Der errechnete Wert von $v_v = 0,006188 \text{ m}^3/\text{kg}$ liegt damit unter dem realen spezifischen Gasvolumen von $v_v = 0,00622 \text{ m}^3/\text{kg}$.

3.1.3 Spezifische Wärmekapazität

Die spezifische Wärmekapazität ist, wie zuvor beschrieben das spezifische Volumen, von der Temperatur und dem Druck abhängig. Für die Berechnung wird in Flüssigkeit

und Gas unterschieden. Die Flüssigkeit kann über eine PPDS-Gleichung ermittelt werden, die in Formel 2.17 zu finden ist. Als Beispiel wird die spezifische Wärmekapazität der Flüssigkeit in 3.9 bei Startbedingung berechnet. Diese berechnete spezifische Wärmekapazität wird mit dem realen Stoffwert verglichen, woraus sich der relative Fehler ergibt.

$$\Delta c_{p_l} = R \cdot \left(\frac{0,4826}{\tau} + 9,4642 - 12,2772 \cdot \tau + 62,6197 \cdot \tau^2 - 153,1172 \cdot \tau^3 + 174,314 \cdot \tau^4 \right) = 3430,261 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \quad 3.9$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{288,15}{304,13} = 0,052538$$

$$f_{\text{PPDS}} = \left(\frac{3430,261}{3435,980} - 1 \right) \cdot 100\% = -0,166\%$$

Der relative Fehler bei der PPDS-Gleichung ist bei der Flüssigkeit $f_{\text{PPDS}} = -0,166\%$ bei einer realen spezifischen Wärmekapazität von $c_p = 3435,98 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$. Für die Berechnung der Wärmekapazität des Gases wird zunächst die ideale spezifische Wärmekapazität in 3.11 errechnet. In Formel 2.19 ist die passende PPDS-Gleichung zu finden. Als zweiter Teil muss die reale Wärmekapazität des Gases bestimmt werden, siehe Gleichung 2.20 und 2.21. Hierfür wird PENG-ROBINSON in 3.12 und 3.13 angewandt. Aus beiden Teilen ergibt sich die spezifische Wärmekapazität des Gases 3.10.

$$\Delta c_{p_v} = \Delta c_{p_v}^{\text{id}} + \Delta c_{p_v}^{\text{real}} = 3203,477 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \quad 3.10$$

$$\Delta c_{p_v}^{\text{id}} = R \cdot \left[\frac{3,4923 + (-0,9306 - 3,4923) \cdot \tau^2}{(1 - \tau \cdot (-6,0861 + 54,1586 \cdot \tau - 97,5157 \cdot \tau^2 + 70,9687 \cdot \tau^3))} \right] \quad 3.11$$

$$= 833,204 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

$$\text{mit } \tau = \frac{288,15}{514,5073 + 288,15} = 0,358995$$

$$\Delta h_v^{\text{real}} = R \cdot T \cdot (0,79301 - 1) - \frac{1}{\sqrt{8} \cdot 0,000026667} \cdot \left(a(T) - T \cdot \frac{\partial a(T)}{\partial T} \right) \quad 3.12$$

$$\cdot \ln \left(\frac{0,006188 + (1 + \sqrt{2}) \cdot 0,000026667}{0,006188 + (1 - \sqrt{2}) \cdot 0,000026667} \right)$$

$$\Delta c_{p_v}^{\text{real}} = \left(\frac{\partial \Delta h_v^{\text{real}}}{\partial T} \right)_p = 2370,273 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \quad 3.13$$

Für das Programm, welches nicht so aufwendig rechnet, wird als Alternative eine polynomische Näherungsgleichung verwendet. In der Theorie müssen partielle Ableitungen berechnet werden. Demgegenüber ist ein Polynom als Näherung an die realen spezifischen Wärmekapazitäten besser im Programm umzusetzen. In der Tabelle 8 werden weitere Ergebnisse der Näherung und der PPDS-Gleichung für die spezifische Wärmekapazität von Gas und Flüssigkeit dargestellt.

3.1.4 Enthalpie

Auch für die Berechnung der Enthalpie gibt es einen guten theoretischen Ansatz, der in den Formeln 2.22 bis 2.25 dargestellt ist. Als Beispiel wird eine theoretische Berechnung mit einem $\Delta h^0 = 506,78 \text{ J/kg}$ bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ durchgeführt. In den Formeln 3.14 bis 3.17 wird diese Rechnung durchgeführt.

$$\Delta h_v = 506,78 + \int_{298,15}^{288,15} c_p^{\text{id}} dT + \Delta h_v^{\text{real}}(T, p_s) = 416,636 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad 3.14$$

$$\Delta h_v^{\text{id}} = \int_{298,15}^{288,15} c_p^{\text{id}} dT = -314,346 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad 3.15$$

$$\Delta h_l = 506,78 + \int_{298,15}^{288,15} c_p^{\text{id}} dT + \Delta h_v^{\text{real}}(T, p_s) - \Delta h_v(T) = 239,99 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad 3.16$$

$$\begin{aligned} \Delta h_v(288,15) &= R \cdot 304,13 \cdot \left(-1,150946 \cdot \tau - 2,168773 \cdot \tau^2 + 31,513859 \cdot \tau^6 \right) \\ &= 176,646 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \end{aligned} \quad 3.17$$

$$\text{mit } \tau = 1 - \frac{288,15}{304,13} = 0,052538$$

Dieser theoretische Ansatz ist allerdings für die Druckverlustberechnung nicht zielführend und wird durch eine einfachere Näherung über den Druck ersetzt. Bei der Näherung handelt es sich um ein einfaches Polynom. Im Gegensatz zur theoretischen Berechnung der Enthalpie ist hier keine Bestimmung der spezifischen Wärmekapazität notwendig und es müssen keine Integrale gelöst werden. Ein Integral in VBA zu lösen ist aufwendiger als ein einfaches Polynom zu lösen. Diese Berechnung muss jedoch noch mit den realen Daten validiert werden. In der Tabelle 9 ist die Enthalpie für CO₂ sowohl im flüssigen als auch im gasförmigen Zustand mit den jeweiligen relativen Fehlern dargestellt.

3.1.5 Viskosität

Als letzte physikalische Eigenschaft des CO₂ für das Berechnungsmodell wird die Viskosität ermittelt. Wie schon bei vorherigen Berechnungen wird auch hier in Ermittlung der Flüssigkeit und des Gases unterschieden. Zunächst wird die Viskosität der Flüssigkeit berechnet. Es wird die PPDS-Gleichung 2.13 angewandt. Als Beispiel werden wieder die Startbedingungen eingesetzt.

$$\begin{aligned} \eta_l &= 0,00002914 \cdot \exp \left[-4,19607 \cdot \left(\frac{288,15-305,198}{288,15+186,836} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{305,198-288,15}{288,15+186,836} \right) \right] \\ &= 0,000074326 \text{ Pas} \\ f_{\text{PPDS}} &= \left(\frac{0,000074326}{0,000074433} - 1 \right) \cdot 100\% = -0,144\% \end{aligned} \quad 3.18$$

Für das Beispiel 3.18 liegt die reale Viskosität bei 0,000074433 Pa·s. Das bedeutet es liegt ein relativer Fehler von -0,144% vor. Diese Gleichung wird nicht im Programm verwendet. Zu diesem Zweck wurde eine simple Näherung eingeführt. Die Näherung ist deutlich kürzer als die PPDS-Gleichung. Weitere Ergebnisse sind in der Tabelle 10 aufgeführt.

Für die Viskosität des CO₂-Gases können zwei unterschiedliche Varianten zur Berechnung verwendet werden. Beide Varianten sind in Abschnitt 2.3 ausführlich beschrieben. Für die den Ansatz nach JOSSI oder CHUNG gibt es eine einfache

Näherung für das mathematische Modell zur Druckverlustberechnung. Die Berechnungen für die Viskosität des Gases sind in Anhang B aufgeführt. Bei einer realen Viskosität des Gases von $\eta_v = 1,6952 \cdot 10^{-5}$ Pa·s ergibt sich bei den vorgegebenen Bedingungen ein relativer Fehler von $f_{\text{JOSSI}} = 5,978$ % und $f_{\text{CHUNG}} = 6,711$ %. In der Tabelle 11 werden zusätzlich die berechneten Ergebnisse der verwendeten Näherung aufgeführt.

3.2 Eigenschaft von CO₂ in der Rohrleitung

Die physikalischen Eigenschaften von CO₂ sind im Abschnitt 3.1 berechnet und beschrieben. Es liegen jedoch auch Eigenschaften vor, welche eine Abhängigkeit vom System aufweisen. Dies sind Eigenschaften, die von der Isometrie des Rohrsystems abhängen. Daraus folgt, dass die Abmessung des Rohres und dessen Ausrichtung auf den Gasanteil, die Geschwindigkeit oder den Druckverlust einen Einfluss haben. Die Eigenschaften von einem Rohrleitungsstück sind zum Teil voneinander abhängig. Es sind zum Beispiel der Gasanteil und die Strömungsgeschwindigkeit proportional zueinander abhängig. Je größer der Gasanteil in einem Rohr wird, desto größer wird die Strömungsgeschwindigkeit in diesem Rohr. Ein weiterer Grund diese drei Eigenschaften von den physikalischen zu trennen ist, dass nicht alle Rohrstücke in einem System gleiche Abmessungen besitzen. Unter Umständen ändern sich die Bedingungen bei jedem Rohrstück im System. Das bedeutet, dass in jedem Rohrstück die Eigenschaften neu berechnet werden müssen.

3.2.1 Gasanteil

Zur Berechnung des Gasanteils gibt es zwei unterschiedliche Methoden. Die eine bezieht sich auf die schon erwähnte Differenzialgleichung nach VdS in Abschnitt 2.2 und die zweite Methode verwendet eine Energiebilanz über Masse, Volumen und Enthalpie des CO₂. Für die Differenzialgleichung werden zunächst die physikalischen Eigenschaften bestimmt und in die Gleichung 2.2 eingesetzt. Danach wird die Differenzialgleichung nach x_v und T gelöst. Mit der Bedingung $x_v = 0$ bei $T = T_s$ wird die Startkonstante c bestimmt, die für die Starttemperatur einen Gasanteil von 0 berechnet.

$$\frac{dx_v}{dT} = x_v \cdot \frac{c_{pv} - c_{pl}}{h_1 - h_v} + \frac{c_{pl}}{h_1 - h_v} + \frac{[x_v \cdot v_v \cdot (1 - \beta_v \cdot T) + (1 - x_v) \cdot v_1 \cdot (1 - \beta_1 \cdot T)]}{T \cdot (v_1 - v_v)} \quad 3.19$$

mit $x_v = 0$ bei $T = 288,15$ K

Die zweite Methode bezieht sich hier auf die mittlere Enthalpie des flüssigen CO₂ $h_{l,\text{mittel}}$ beim mittleren Arbeitsdruck p_{mittel} . Die Berechnung von $h_{l,\text{mittel}}$ ist in Abschnitt 3.3.1 zu finden. Die Formel 3.20 beschreibt die Ermittlung des Gasanteils bei einer isenthalpen Entspannung im Rohrsystem. Zusätzlich werden Flüssigkeit und Gas als homogene Mischung im Rohr angenommen. Beispielhaft wird der Gasanteil von zwei Zuständen $p_1 = 50,87$ bar und $T_1 = 288,15$ K zu Beginn des Rohrstückes und $p_2 = 45,02$ bar und $T_2 = 283,15$ K zum Ende des Rohres berechnet. Diese Berechnung ist in Abbildung 9 in einem h,T -Diagramm schematisch dargestellt. Hierbei ist $h_{l,\text{mittel}} = 239,989$ kJ/kg die

Enthalpie der Flüssigkeit bei mittlerem Arbeitsdruck. h_l und h_v beziehen sich auf den Zustand T_2 und p_2 .

$$x = \frac{h_{l,m} - h_l}{h_v - h_l} = \frac{239,989 - 225,730}{422,884 - 225,730} = 0,0723 \quad 3.20$$

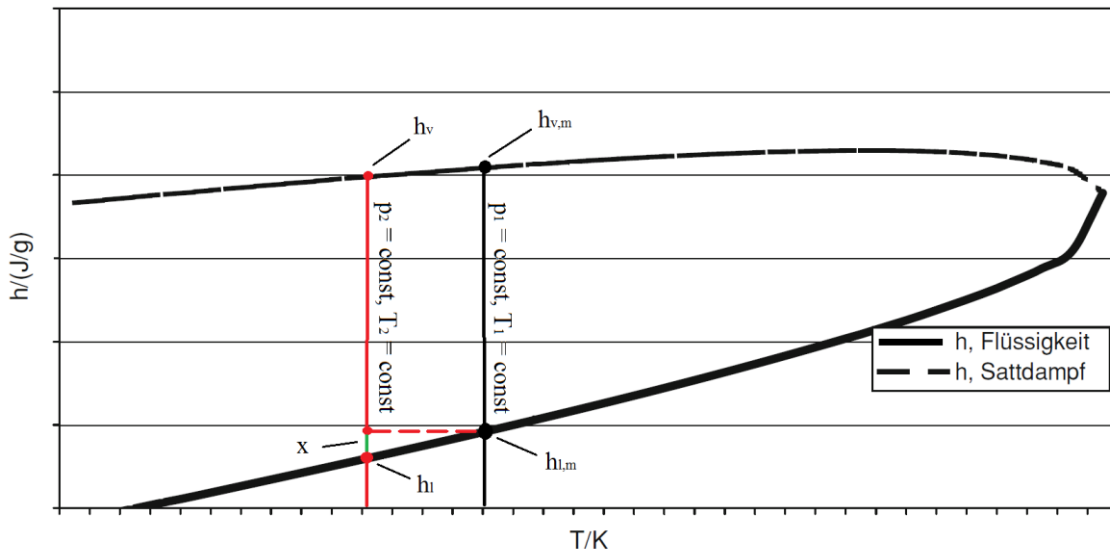


Abbildung 9: Berechnung des Gasanteils x in einem h,T -Diagramm

3.2.2 Strömungsgeschwindigkeit

Die Berechnung der Strömungsgeschwindigkeit ist für die Druckverlustberechnung ein entscheidender Faktor. Die Berechnung ist in Formel 2.31 zu finden und wird beeinflusst vom Massenstrom \dot{m} , dem spezifischen Volumen v und der Querschnittsfläche A . Die Strömungsgeschwindigkeit ist über die Länge eines Rohrstückes gesehen nicht konstant. Ein Grund hierfür ist der sich ändernde Gasanteil, der das spezifische Volumen der homogenen Mischung beeinflusst. Vereinfacht kann die Geschwindigkeit aber als homogene Geschwindigkeit betrachtet werden. Dafür muss die Strömungsgeschwindigkeit zum Beginn und zum Ende eines jeden Rohrstückes bestimmt werden. Nach der Berechnung wird ein arithmetischer Mittelwert von beiden Geschwindigkeiten gebildet. Als Veranschaulichung wird eine Geschwindigkeit mit folgenden Daten in Beispiel 3.21 berechnet. Massenstrom $\dot{m} = 0,667 \text{ kg/s}$, Rohrdurchmesser $D = 0,012 \text{ m}$ und $v_1 = 0,000949 \text{ m}^3/\text{kg}$ $v_2 = 0,001034 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$w_1 = \frac{0,667 \cdot 0,000949}{A_{\text{Rohr}}} = 5,599 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad 3.21$$

$$w_2 = \frac{0,667 \cdot 0,001034}{A_{\text{Rohr}}} = 6,100 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{mit } A_{\text{Rohr}} = 0,012^2 \cdot \frac{\pi}{4} = 1,13 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$w_{\text{hom}} = \frac{5,599 + 6,100}{2} = 5,850 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Mit der Strömungsgeschwindigkeit von $w_{\text{hom}} = 5,850 \text{ m/s}$, welche für die gesamte Länge des Rohrstückes gilt, kann jetzt der Druckverlust über das Rohrstück ermittelt werden.

3.2.3 Reibungsbeiwert

Bei der Berechnung des Reibungsbeiwertes λ muss zunächst das Strömungsverhalten bestimmt werden. Die Formel 2.26 wird für die Ermittlung, ob die Strömung laminar oder turbulent ist, verwendet. Als Beispiel wird Re in 3.22 berechnet. Für die homogene Dichte und Viskosität wird der Gasanteil zu Beginn und zum Ende eines Rohres benötigt. Sind beide Werte berechnet, kann ein Mittelwert für das gesamte Rohrstück gebildet werden. Gleiches gilt für die Strömungsgeschwindigkeit. Bei einem Ausströmvorgang in einer Gaslöschanlage ist die Annahme eine turbulente Rohrströmung.

$$Re = \frac{7,667 \cdot 0,012 \cdot 894,437}{0,0000453} = 1814994 \quad 3.22$$

Das Ergebnis zeigt, dass es sich um eine turbulente Strömung handelt, da $Re = 1814994$ größer als $Re = 2320$ ist. Dieser Punkt gilt als Umschlagspunkt von laminarem zu turbulentem Strömungsverhalten bei ausgebildeter Rohrströmung. Damit kann der lineare Ansatz ausgeschlossen werden. Für eine bessere Einschätzung, da nicht bekannt ist ob es sich um ein hydraulisch-glattes oder hydraulisch-raues Rohrstück handelt, wird der Ansatz des Übergangsbereichs nach COLEBROOK verwendet. Dieser Ansatz gilt, wie in Abschnitt 2.4 beschrieben, näherungsweise für alle Bereiche im turbulenten Bereich. Da der Ansatz für alle Bereiche gelten kann, ist dieser auch sinnvoll für die Berechnung des Rohrreibungsbeiwertes im mathematischen Modell zur Druckverlustberechnung. Zur besseren Übersicht wird die Formel 2.30 in einem Beispiel 3.23 und der Tabelle 3 für die Iteration dargestellt. Der Startwert für die Iteration wird auf einen Rohrreibungsbeiwert $\lambda = 0,04$ festgelegt.

$$\lambda = \sqrt{\frac{1}{-2 \log_{10} \left(\frac{2,51}{1814994 \cdot \sqrt{0,04}} + \frac{0,000045}{3,71 \cdot 0,012} \right)}} = 0,00939 \quad 3.23$$

Tabelle 3: Iterativ berechneter Rohrreibungsbeiwert λ

λ_n	Rechnung	λ_{n+1}
0,04	$\sqrt{\frac{1}{-2 \log_{10} \left(\frac{2,51}{1814994 \cdot \sqrt{0,04}} + \frac{0,000045}{3,71 \cdot 0,012} \right)}}$	0,00939
0,00939	$\sqrt{\frac{1}{-2 \log_{10} \left(\frac{2,51}{1814994 \cdot \sqrt{0,00939}} + \frac{0,000045}{3,71 \cdot 0,012} \right)}}$	0,0106
0,0106	$\sqrt{\frac{1}{-2 \log_{10} \left(\frac{2,51}{1814994 \cdot \sqrt{0,0106}} + \frac{0,000045}{3,71 \cdot 0,012} \right)}}$	0,0105
0,0105	$\sqrt{\frac{1}{-2 \log_{10} \left(\frac{2,51}{1814994 \cdot \sqrt{0,0105}} + \frac{0,000045}{3,71 \cdot 0,012} \right)}}$	0,0105

3.3 Druckverluste

Bei CO₂-Löschanlagen handelt es sich um Gaslöschanlagen mit instationärem Strömungsverhalten. Auf Grund hoher Reynoldszahlen und relativ kleinem Gasanteil kann von einer vorherrschenden Blasenströmung ausgegangen werden. Diese wurde rechnerisch im Anhang A nachgewiesen. Es kann somit die Vereinfachung getroffen werden, dass die Strömung als homogenes Gemisch vorliegt und wie eine einphasige Strömung behandelt werden kann. Es wird vorausgesetzt, dass die Blasenströmung homogen ist und nur die Flüssigkeit die Rohrwandung benetzt. Eine weitere Vereinfachung wird eingeführt, indem das instationäre System durch ein quasistatisches System ersetzt wird. Hierfür wird ein Arbeitspunkt (mittlerer Anlagendruck), auch Betriebspunkt genannt, für die Druckverlustberechnung ermittelt. Von diesem Arbeitspunkt aus wird der Druckverlust berechnet. Diese Vereinfachung durch Einführung eines Arbeitspunktes ist möglich, weil der Austritt der Masse Q von CO₂ aus der Anlage durch die Düsen linear verläuft. Der Grund für dieses lineare Abnehmen der Masse ist der kritische Massenstrom, der sich an den Düsen einstellt. Der mittlere Anlagendruck liegt vor, wenn die Hälfte des CO₂, das eingesetzt werden soll, die Anlage verlassen hat. In diesem Abschnitt werden die berechneten Daten aus den beiden vorherigen Abschnitten für die Druckverlustberechnung verwendet.

3.3.1 Arbeitspunkt Ermittlung

Ausgehend von der Starttemperatur und dem Startdruck in der CO₂-Gasflasche kann der Arbeitsdruck (mittlerer Anlagendruck), und die Arbeitstemperatur ermittelt werden. Es wird das Volumen des Rohrnetzes und der Gasflasche(n) benötigt und die Masse Q des Löschmittels. Mit diesen Daten kann der Betriebspunkt bestimmt werden. Für die Berechnung des Betriebspunktes müssen drei Bedingungen erfüllt werden:

1. Energiebilanz: $h_{\text{mittel}} \cdot Q_{\text{mittel}} \triangleq h_{l,\text{mittel}} \cdot Q_{l,\text{mittel}} + h_{v,\text{mittel}} \cdot Q_{v,\text{mittel}}$
mit $h_{\text{mittel}} = (h_1 + h_{\text{Zunahme}})$
2. Volumenbilanz: $V_{\text{mittel}} = v_{v,\text{mittel}} \cdot Q_{v,\text{mittel}} + v_{l,\text{mittel}} \cdot Q_{l,\text{mittel}}$
mit $V_{\text{mittel}} = V_{\text{Gasflasche(n)}} + V_{\text{Rohrnetz}}$
3. Massenbilanz: $Q_{\text{mittel}} = Q_{v,\text{mittel}} + Q_{l,\text{mittel}}$

Die Zunahme der Enthalpie bezieht sich auf die Energieabgabe des Stahlmantels der CO₂-Gasflasche(n). Diese geben bei einem Druckabfall innerhalb der Gasflasche(n) die Energie durch eine Temperaturdifferenz ab. Sind diese drei Bedingungen erfüllt, kann mit der Druckverlustberechnung nach VdS 2093 oder NFPA 12 begonnen werden.

3.3.2 VdS

Für die Druckverlustberechnung nach VdS 2093 wird nun, wie in Abschnitt 2.2 beschrieben, die Formel 2.1 berechnet. Für die Berechnung der Formel im Beispiel 3.24 werden eine Rohrstücklänge von $L = 2,5$ m und ein Durchmesser von $D = 0,012$ m verwendet. Für das Beispiel werden die in Kapitel 3 ermittelten Ergebnisse genutzt. Damit das Beispiel auch einen geodätischen Druckverlustanteil hat, wird das Rohrstück als senkrecht Rohr definiert und als negative Höhenveränderung von $H = -2,5$ m angenommen.

$$\Delta p_{\text{VdS}} = \Phi_1^2 \cdot \Delta p_1 + 894,437 \cdot g \cdot 2,5 \cdot \sin 90 = 74722 \text{ Pa} \quad 3.24$$

$$\text{mit } \Delta p_1 = 0,0105 \cdot \frac{1}{2 \cdot 0,001218} \cdot 7,667^2 \cdot \frac{2,5}{0,012} = 52786 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_v = 0,0105 \cdot \frac{1}{2 \cdot 0,006188} \cdot 7,667^2 \cdot \frac{2,5}{0,012} = 10390 \text{ Pa}$$

$$\Phi^2 = 1 + (\Gamma^2 - 1) \cdot \left\{ B \cdot (0,9936 \cdot 0,0064)^{\frac{2-0,25}{2}} \cdot 0,0064^{2-0,25} \right\} = 1,000007$$

$$\Gamma^2 = \frac{\Delta p_v}{\Delta p_1} = 0,1968 \text{ und } B = \frac{20 \cdot \sqrt{\Gamma^2} + 2 \cdot (1 - 2^{1-0,25})}{\Gamma^2 - 1} = -5,162$$

Bei der Berechnung werden sowohl die Reibungsdruckverluste von der Flüssigkeit als auch die des Gases verwendet. Aus diesen Verlusten wird ein Faktor Γ^2 gebildet, der sich zu einer Zweiphasenkonstante ϕ zusammensetzt. In der Hauptgleichung wird die Zweiphasenkonstante nur für den Reibungsdruckverlust der Flüssigkeit verwendet, additiv kommt noch der geodätische Druckabfall hinzu. Aus dieser Gleichung wird der Druckverlust für den Ansatz nach VdS gebildet.

3.3.3 NFPA

Der Ansatz nach NFPA 12 berechnet den Druckverlust im Rohrsystem immer mit einer Starttemperatur von $\vartheta_s = 21 \text{ °C}$ und Startdruck im Behälter von $p_s = 51,7 \text{ bar}$. Dies ist in Abschnitt 2.2 beschrieben, zusätzlich wird die Tabelle in Abbildung 2 verwendet. Wie im vorherigen Abschnitt werden auch hier eine Rohrlänge von $L = 2,5 \text{ m}$ und ein Durchmesser von $D = 12 \text{ mm}$ für die Formel 2.3 und 2.4 im nachfolgenden Beispiel 3.25 genutzt. Zusätzlich wird noch der Massenstrom $Q_M = 40 \text{ kg/min}$ für die Tabelle benötigt. Die Rechnung muss mehrmals durchgeführt werden, da es sich um ein Näherungsverfahren handelt. Die berechneten Ergebnisse und verwendeten Werte für Y und Z werden in der Tabelle 4 aufgeführt.

$$Q_M = \sqrt{\frac{0,8725 \cdot 10^{-5} \cdot 12^{5,25} \cdot 1013,5245}{2,5 + 0,04319 \cdot 12^{1,25} \cdot 0,0614424}} = 40,003 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \hat{=} 50,41115 \text{ bar} \quad 3.25$$

$$\Delta p_h = \left(\frac{51,7 + 50,411}{2 \cdot g} \right)^{1,7739} \cdot 6,734 \cdot 10^{-5} \cdot 2,5 = 0,01213 \text{ bar}$$

$$\Delta p_{\text{NFPA}} = 51,7 - 50,41115 + 0,01213 = 1,30098 \text{ bar} \hat{=} 130098 \text{ Pa}$$

Diese Berechnung bezieht sich auf den ersten Rohrabschnitt. Bei jedem nachfolgendem Rohrstück muss zur Länge des Rohres noch eine Vorlänge hinzugefügt werden. Diese Vorlänge bezieht sich auf den Gesamtdruckverlust der bis zum Beginn des neuen Rohrstückes vorliegt. Hier wird die Rohrlänge angegeben, die bei aktuellem Massenstrom für die Darstellung dieses Gesamtdruckverlustes notwendig ist. Die Vorlänge und die Rohrstücklänge ergeben dann die Gesamtlänge L. Als Beispiel dient die umgestellte Formel 3.26.

$$\text{Vorgänge (L)} = \frac{1111,9 \cdot Y \cdot 0,9045 \cdot \left(\frac{12}{25,4} \right)^{1,25}}{\left[\frac{40 \cdot 2,2046}{\left(\frac{12}{25,4} \right)^2} \right]^2 - Z \cdot \left(\frac{12}{25,4} \right)^{1,25} \cdot 2,4634} = 2,56 \text{ m} \approx 2,5 \text{ m} \quad 3.26$$

Bei der errechneten Vorlänge handelt es sich um in etwa die gleiche Länge, die zuvor in Beispiel 3.25 verwendet wurde. Zu beachten ist, dass der gleiche Massenstrom und Durchmesser eingesetzt sind.

Tabelle 4: Druckverlustberechnung nach NFPA 12

p	Y	Z	Q _M
[bar]	[-]	[-]	[kg/min]
51,7	11	0,001	4,216
51,6	91	0,005	12,116
51,5	170	0,009	16,548
51,4	250	0,013	20,052
51,3	329	0,017	22,985
51,2	407	0,021	25,545
51,1	485	0,025	27,864
51,0	563	0,029	29,999
50,9	640	0,034	31,954
50,8	718	0,039	33,813
50,7	794	0,045	35,517
50,6	871	0,051	37,157
50,5	946	0,057	38,680
50,4	1022	0,062	40,166

4 Ergebnisse

Im praktischen Teil, dem dritten Kapitel, sind die theoretischen Ansätze beispielhaft angewendet worden. Die Ergebnisse aus diesen Stoffwerteberechnungen sollen in diesem Abschnitt visuell in Diagrammen oder Tabellen dargestellt und beschrieben werden. Sie geben Ergebnisse innerhalb der Randbedingungen wieder. Dabei werden sie in der gleichen Reihenfolge beschrieben, wie sie im vorherigen Abschnitt aufgeführt sind.

Für eine bessere Veranschaulichung des mathematischen Modells zur Druckverlustberechnung ist eine Beispiel CO₂-Löschanlage mit den gegebenen Vorschriften nach VdS 2093 und NFPA 12 berechnet worden. Zum Vergleich werden die Daten aus dem vorhandenen Berechnungsprogramm mit in der Tabelle und dem Diagramm in Abschnitt 4.2 dargestellt.

4.1 Vergleiche physikalische Berechnungen

In diesem Abschnitt werden die Ergebnisse der Berechnungen aus Abschnitt 3.1 dargestellt und beschrieben. Die berechneten Stoffwerte von CO₂ beschreiben den Bereich zwischen den vorgegebenen Randbedingungen. Die Ergebnisse werden in der gleichen Reihenfolge, wie im sie im praktischen Teil dargestellt sind, aufgeführt. Das heißt es wird mit den Berechnungen des Druckes begonnen. In der Tabelle 5 sind realer Druck und die Berechnungen nach YOUNG und WAGNER mit den Abweichungen zum realen Druck aufgeführt. Diese Werte sind mit sinkender Ausgangstemperatur in einem Intervall von $\Delta T = 5$ K dargestellt.

Tabelle 5: Berechneter Druck nach YOUNG und WAGNER-Gleichung mit Abweichung

Temperatur	Realer Druck	YOUNG	Abweichung	WAGNER-Gleichung	Abweichung
[K]	[bar]	[bar]	[%]	[bar]	[%]
293,15	57,2905	57,4164	0,220	57,3097	0,033
288,15	50,8715	51,0005	0,254	50,9109	0,078
283,15	45,0218	45,1314	0,243	45,0898	0,151
278,15	39,6947	39,7779	0,210	39,7971	0,258
273,15	34,8514	34,9098	0,168	34,9919	0,403
268,15	30,4588	30,4975	0,127	30,6385	0,590
263,15	26,4868	26,5122	0,096	26,7051	0,824
258,15	22,9079	22,9263	0,080	23,1623	1,110
253,15	19,6963	19,7128	0,084	19,9827	1,454
248,15	16,8274	16,8455	0,108	17,1409	1,863
243,15	14,2776	14,2994	0,152	14,6122	2,343
238,15	12,0242	12,0500	0,214	12,3735	2,905

In der Tabelle ist anhand der Abweichungen zu erkennen, dass zwischen beiden Gleichungen ein Unterschied bei der Genauigkeit der berechneten Drücke besteht. Bei YOUNG tritt eine etwa konstante Abweichung über den gesamten Bereich auf. Die WAGNER-Gleichung ist in der Nähe des kritischen Punktes deutlich genauer als YOUNG, wird aber mit sinkender Temperatur zunehmend ungenauer und liegt bei der

unteren Grenze schon fast bei 3% Abweichung. Dies ist auch sehr gut am Verlauf der Abweichungen der beiden Berechnungsmethoden in Abbildung 10 zu erkennen. In diesem Diagramm ist der relative Fehler des berechneten Druckes in Prozent bezogen auf die verwendete Temperatur in Kelvin aufgetragen. Der Verlauf von YOUNG liegt bei einer Abweichung von in etwa 0,16%, während bei der WAGNER-Gleichung der relative Fehler von 0,033% auf 2,905% ansteigt.

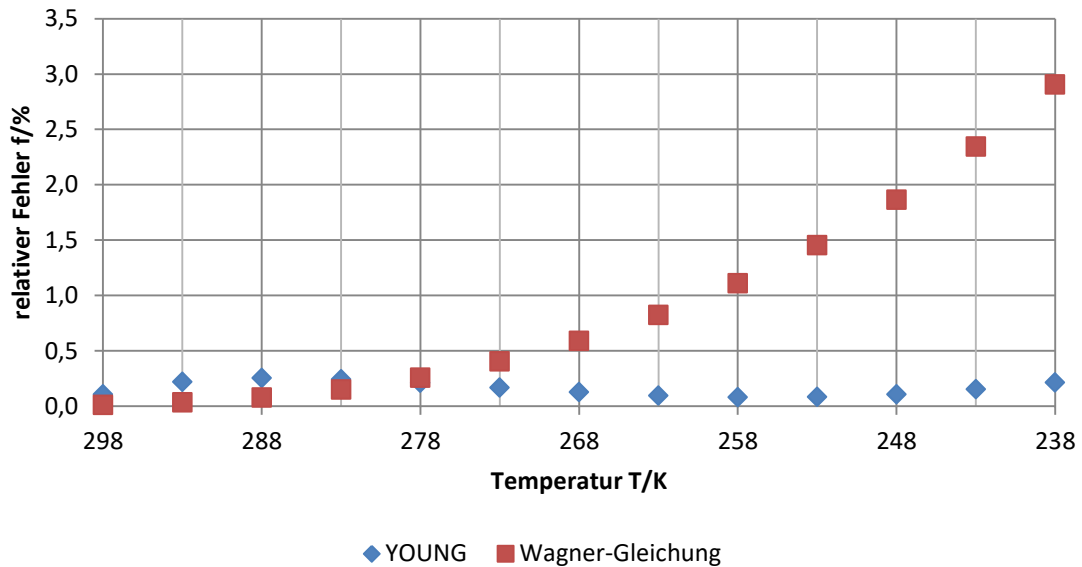


Abbildung 10: Diagramm der relativen Fehler des berechneten Druckes von YOUNG und WAGNER-Gleichung

Tabelle 6: Berechnetes spezifisches Volumen der Flüssigkeit mit Abweichung

Temperatur [K]	Reales			PPDS [m ³ /kg]	Abweichung [%]
	spezifisches Volumen [m ³ /kg]	Näherung [m ³ /kg]	Abweichung [%]		
298,15	0,001407	0,001411	0,2561	0,001408	0,0050
293,15	0,001293	0,001305	0,9255	0,001293	-0,0126
288,15	0,001218	0,001226	0,6417	0,001218	-0,0052
283,15	0,001161	0,001165	0,3002	0,001161	0,0009
278,15	0,001116	0,001117	0,0997	0,001116	0,0046
273,15	0,001078	0,001079	0,0492	0,001078	0,0068
268,15	0,001046	0,001047	0,1007	0,001046	0,0072
263,15	0,001017	0,001019	0,1962	0,001017	0,0058
258,15	0,000992	0,000995	0,2856	0,000992	0,0027
253,15	0,000969	0,000973	0,3340	0,000969	-0,0015
248,15	0,000949	0,000952	0,3245	0,000949	-0,0057
243,15	0,000930	0,000932	0,2575	0,000930	-0,0087
238,15	0,000912	0,000913	0,1494	0,000912	-0,0098

Nach dem berechneten Druck werden nachfolgend die Ergebnisse der Berechnungen aus Abschnitt 3.1.2 für das spezifische Volumen dargestellt. Hierbei wird die Tabelle 6 für das berechnete spezifische Volumen der flüssigen Phase des CO₂ und Tabelle 7 für das spezifische Volumen der Gasphase verwendet. Beide Tabellen werden von der

oberen zur unteren Randbedingung dargestellt. In den beiden Tabellen sind für die Berechnungen Vergleiche zu den realen spezifischen Volumen eingetragen und in Form der relativen Fehler beschrieben. In Bezug auf Tabelle 6 werden das reale spezifische Volumen, Ergebnisse einer polynomischen Näherungsgleichung und die der PPDS-Gleichung aufgeführt.

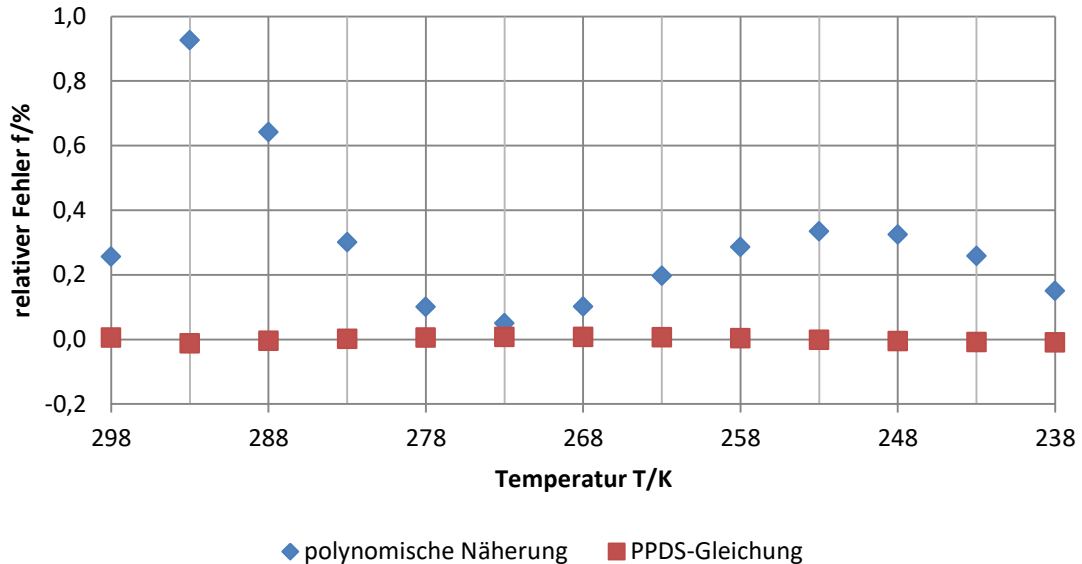


Abbildung 11: Diagramm der relativen Fehler des spezifischen Volumens der Flüssigkeit von polyn. Näherung und PPDS-Gleichung

Am Diagramm in Abbildung 11 ist ein Unterschied zwischen der polynomischen Näherung und der PPDS-Gleichung deutlich zu erkennen. In diesem Diagramm ist der relative Fehler gegenüber der Temperatur aufgetragen. Die PPDS-Gleichung ist sichtbar über den Gesamtbereich in etwa konstant. Bei der Näherung ist eine Schwankung des relativen Fehlers von in etwa 0% bis 1% festzustellen.

Tabelle 7: Berechnetes spezifisches Volumen des Gases mit Abweichung

Temperatur	Reales spezifisches Volumen	Näherung	Abweichung	PENG-ROBINSON	Abweichung
[K]	[m ³ /kg]	[m ³ /kg]	[%]	[m ³ /kg]	[%]
298,15	0,00412	0,00420	1,910	0,00411	-0,208
293,15	0,00515	0,00520	0,965	0,00512	-0,619
288,15	0,00622	0,00631	1,342	0,00618	-0,716
283,15	0,00740	0,00753	1,748	0,00734	-0,733
278,15	0,00872	0,00889	1,893	0,00866	-0,745
273,15	0,01024	0,01042	1,766	0,01016	-0,785
268,15	0,01200	0,01217	1,448	0,01189	-0,869
263,15	0,01405	0,01419	1,041	0,01391	-1,006
258,15	0,01647	0,01657	0,632	0,01627	-1,205
253,15	0,01934	0,01940	0,287	0,01906	-1,471
248,15	0,02279	0,02280	0,045	0,02238	-1,808
243,15	0,02696	0,02693	-0,086	0,02636	-2,223
238,15	0,03203	0,03199	-0,128	0,03116	-2,722

In der Tabelle 7 sind wie in der vorherigen Tabelle die realen Stoffwerte vom spezifischen Volumen, hier des Gases, eine polynomische Näherung und der Ansatz nach PENG-ROBINSON dargestellt. Zur besseren Darstellung sind die relativen Fehler von den Berechnungsvarianten im Diagramm in Abbildung 12 veranschaulicht. Beide Verläufe sind zur unteren Randbedingung der Temperaturen abfallend. Hierbei wird die polynomische Näherung genauer, weist damit einen geringeren relativen Fehler auf. Der Ansatz nach PENG-ROBINSON wird bei sinkender Temperatur immer ungenauer, der relative Fehler erreicht damit einen höheren negativen Wert.

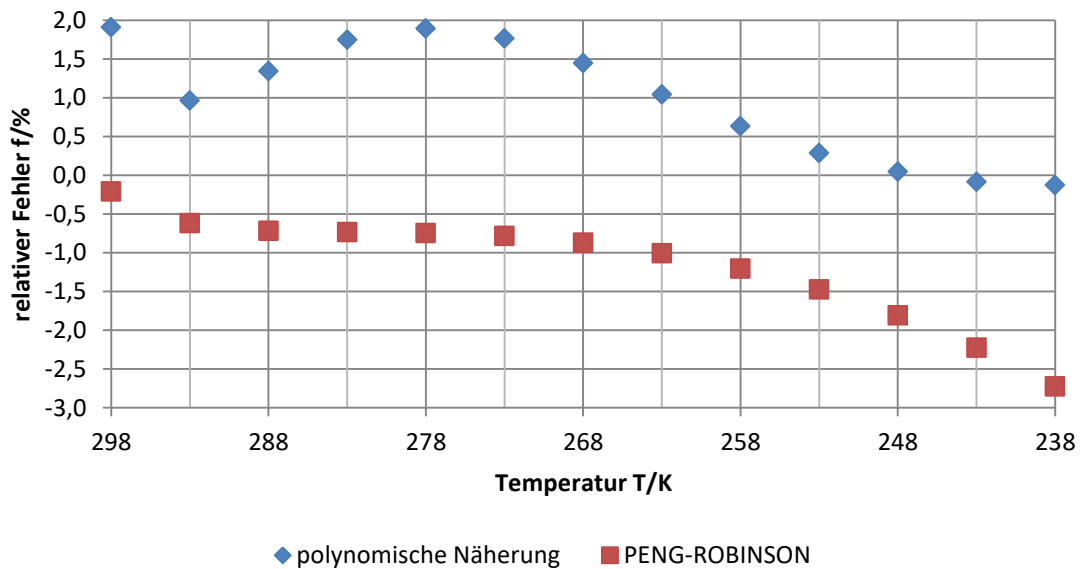


Abbildung 12: Diagramm der relativen Fehler des spezifischen Volumens des Gases von polyn. Näherung und PENG-ROBINSON

Tabelle 8: Berechnete spezifische Wärmekapazität des Gases und der Flüssigkeit mit Abweichung

Temperatur [K]	Reale spezifische Wärmekapazität Gas			Reale spezifische Wärmekapazität Flüssigkeit		
	Reale spezifische Wärmekapazität Gas [J/kg·K]	Näherung [J/kg·K]	Abweichung [%]	Reale spezifische Wärmekapazität Flüssigkeit [J/kg·K]	PPDS [J/kg·K]	Abweichung [%]
298,15	8212,3	8213,8	0,017	6467,4	6385,1	-1,273
293,15	4559,9	4575,6	0,346	4263,7	4244,2	-0,457
288,15	3237,1	3206,1	-0,955	3436,0	3430,3	-0,166
283,15	2557,8	2578,4	0,806	2997,6	2997,3	-0,009
278,15	2144,0	2155,4	0,530	2726,8	2727,3	0,017
273,15	1864,8	1846,2	-0,997	2542,3	2542,6	0,010
268,15	1662,8	1656,6	-0,370	2408,5	2408,4	-0,001
263,15	1509,1	1529,6	1,365	2307,2	2307,0	-0,009
258,15	1387,7	1375,5	-0,875	2228,3	2228,1	-0,009
253,15	1289,3	1288,8	-0,043	2165,3	2165,3	-0,001
248,15	1208,3	1209,5	0,093	2114,5	2114,6	0,009
243,15	1140,6	1140,5	-0,007	2073,1	2073,3	0,013
238,15	1083,0	1082,0	-0,094	2039,3	2039,5	0,010

Im Unterschied zu vorherigen Darstellungen der errechneten Stoffwerte von CO₂ werden in den Tabellen Tabelle 8 und Tabelle 9 nur die verwendeten polynomischen

Näherungen, bzw. Gleichungen, mit den realen Stoffwerten aufgeführt. Die theoretische Errechnung wird hier nicht mit einbezogen. Die Begründung ist in Abschnitten 3.1.3 und 3.1.4 dargelegt. In der Tabelle 8 werden die spezifische Wärmekapazität von CO₂ für Flüssigkeit und Gas dargestellt. Die spezifische Wärmekapazität der Flüssigkeit wird über die in Formel 2.17 beschriebene PPDS-Gleichung ermittelt und die des Gases über eine polynomische Näherung. In der Tabelle ist durch den geringen relativen Fehler zu erkennen, dass die berechneten Stoffdaten gut mit den realen spezifischen Wärmekapazitäten übereinstimmen.

Tabelle 9: Berechnete Enthalpie mit Abweichung

Druck	Reale Enthalpie Flüssigkeit	Näherung Flüssigkeit	Abweichung	Reale Enthalpie Gas	Näherung Gas	Abweichung
[bar]	[J/kg]	[J/kg]	[%]	[J/kg]	[J/kg]	[%]
64,3424	274,784	498,615	1,730	394,429	613,735	-0,474
57,2905	255,869	479,038	1,600	407,865	633,632	1,126
50,8715	239,989	461,219	0,898	416,636	640,295	0,596
45,0218	225,730	444,981	0,077	422,884	646,367	0,546
39,6947	212,502	430,192	-0,652	427,485	651,939	0,767
34,8514	200,000	416,747	-1,164	430,893	653,178	0,258
30,4588	188,046	404,554	-1,366	433,384	654,303	-0,059
26,4868	176,521	393,527	-1,172	435,135	655,320	-0,227
22,9079	165,342	383,592	-0,499	436,274	656,236	-0,278
19,6963	154,448	373,372	-0,099	436,891	656,644	-0,325
16,8274	143,793	361,767	-0,766	437,055	655,865	-0,541
14,2776	133,337	351,453	-0,720	436,820	655,174	-0,646
12,0242	123,050	342,338	0,172	436,230	654,562	-0,652

In der Tabelle 9, der errechneten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas des CO₂, ist ein deutlicher Unterschied zwischen realem Wert der Enthalpie und dem Wert der berechneten Enthalpie zu erkennen. Dieser Unterschied resultiert aus einem anderen Bezugspunkt für die Enthalpie. Es ist nicht der berechnete Stoffwert entscheidend, sondern die zu berechnende Differenz zwischen der Enthalpie von Flüssigkeit und Gas in gesättigtem Zustand. Die Tabelle ist im Gegensatz zur anderen Tabelle mit einem Bezug zum Druck beschrieben. Dies liegt an der Tatsache, dass beide Näherungen nicht über die Temperatur, sondern über den Druck berechnet werden. Für einen Vergleich der Stoffwerte kann der relative Fehler aus der berechneten Enthalpie minus der Differenz zwischen Bezugspunkt des Realwertes und dem Bezugspunkt der Näherung berechnet werden. Diese Berechnung gibt die Abweichung in der Tabelle für die Enthalpie der Flüssigkeit und des Gases von CO₂ vom realen Stoffwert wieder. Damit erkenntlich wird, dass die Berechnung des relativen Fehlers so ausgeführt werden kann, sind die Verläufe der realen und der berechneten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas in einem Diagramm in der Abbildung 13 dargestellt. In dem Diagramm ist die Enthalpie vom Druck abhängig. An der dargestellten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas ist wird ersichtlich, dass die jeweiligen Verläufe sich gleichen. Zwischen realem Stoffwert und der errechneten Enthalpie liegt aber eine konstante Differenz, die der Differenz

zwischen den unterschiedlichen Bezugspunkten der Enthalpie entspricht. Diese Enthalpiedifferenz liegt bei in etwa 220 kJ/kg.

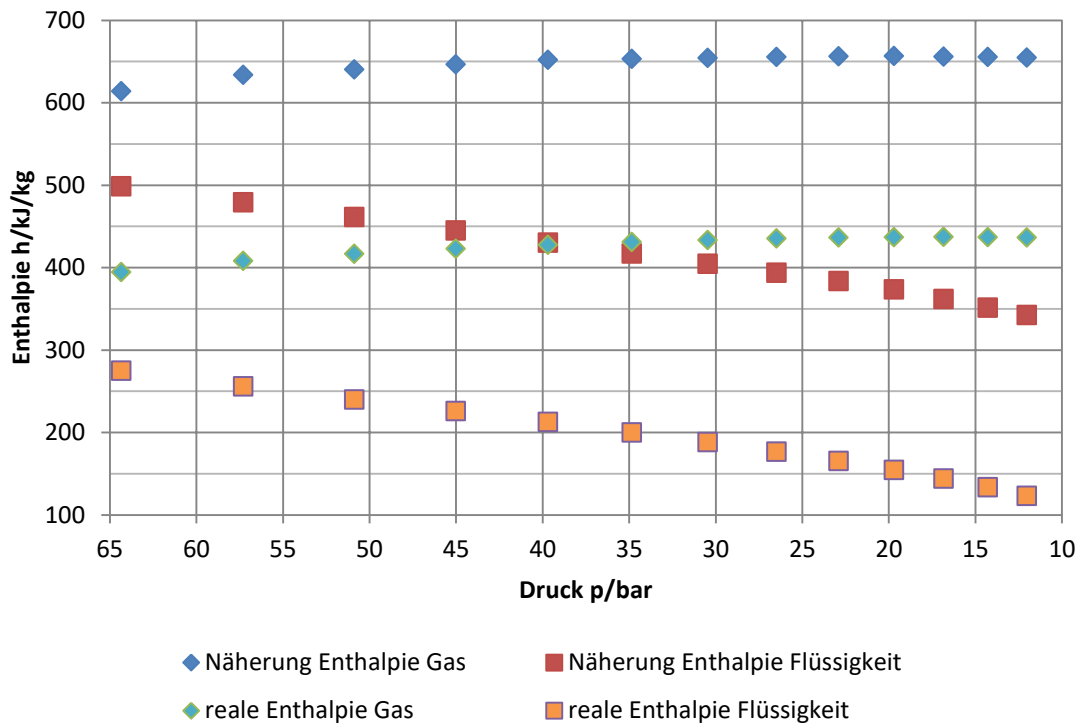


Abbildung 13: Diagramm der realen und der berechneten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas

Tabelle 10: Berechnete Viskosität der Flüssigkeit mit Abweichung

Temperatur	Reale Viskosität	Näherung	Abweichung	PPDS	Abweichung
[K]	[Pa·s]	[Pa·s]	[%]	[Pa·s]	[%]
298,15	$5,705 \cdot 10^{-5}$	$5,467 \cdot 10^{-5}$	-4,169	$5,699 \cdot 10^{-5}$	-0,094
293,15	$6,615 \cdot 10^{-5}$	$6,293 \cdot 10^{-5}$	-4,861	$6,602 \cdot 10^{-5}$	-0,190
288,15	$7,443 \cdot 10^{-5}$	$7,145 \cdot 10^{-5}$	-4,010	$7,433 \cdot 10^{-5}$	-0,144
283,15	$8,256 \cdot 10^{-5}$	$8,024 \cdot 10^{-5}$	-2,811	$8,248 \cdot 10^{-5}$	-0,093
278,15	$9,082 \cdot 10^{-5}$	$8,931 \cdot 10^{-5}$	-1,657	$9,076 \cdot 10^{-5}$	-0,064
273,15	$9,939 \cdot 10^{-5}$	$9,869 \cdot 10^{-5}$	-0,705	$9,933 \cdot 10^{-5}$	-0,062
268,15	$1,084 \cdot 10^{-4}$	$1,084 \cdot 10^{-4}$	-0,017	$1,083 \cdot 10^{-4}$	-0,078
263,15	$1,180 \cdot 10^{-4}$	$1,185 \cdot 10^{-4}$	0,382	$1,179 \cdot 10^{-4}$	-0,104
258,15	$1,283 \cdot 10^{-4}$	$1,289 \cdot 10^{-4}$	0,491	$1,281 \cdot 10^{-4}$	-0,131
253,15	$1,393 \cdot 10^{-4}$	$1,398 \cdot 10^{-4}$	0,317	$1,391 \cdot 10^{-4}$	-0,152
248,15	$1,513 \cdot 10^{-4}$	$1,511 \cdot 10^{-4}$	-0,129	$1,510 \cdot 10^{-4}$	-0,162
243,15	$1,642 \cdot 10^{-4}$	$1,629 \cdot 10^{-4}$	-0,834	$1,640 \cdot 10^{-4}$	-0,157
238,15	$1,783 \cdot 10^{-4}$	$1,756 \cdot 10^{-4}$	-1,783	$1,781 \cdot 10^{-4}$	-0,135

In den Tabelle 10 und Tabelle 11 werden die Berechnungen der Viskosität von Gas und Flüssigkeit beschrieben. Auch in diesen Tabellen wird der Vergleich mit den realen Stoffdaten über den relativen Fehler durchgeführt. In Tabelle 10 wird die in Abschnitt 3.1.5 beschriebene Näherung, der Realwert und die PPDS-Gleichung dargestellt. Es ist zu erkennen, dass die PPDS-Gleichung genauer ist als die Näherung, dies wird auch im Diagramm in Abbildung 14 deutlich. Das Diagramm zeigt den

relativen Fehler gegenüber der realen Viskosität des flüssigen CO₂ in Abhängigkeit von der Temperatur. Die PPDS-Gleichung verläuft in etwa unterhalb von 0 % Abweichung konstant. Die Näherung bildet hingegen einen parabelähnlichen Verlauf von -5 % bis 0,5 % über den Einsatzbereich der Löschanlage.

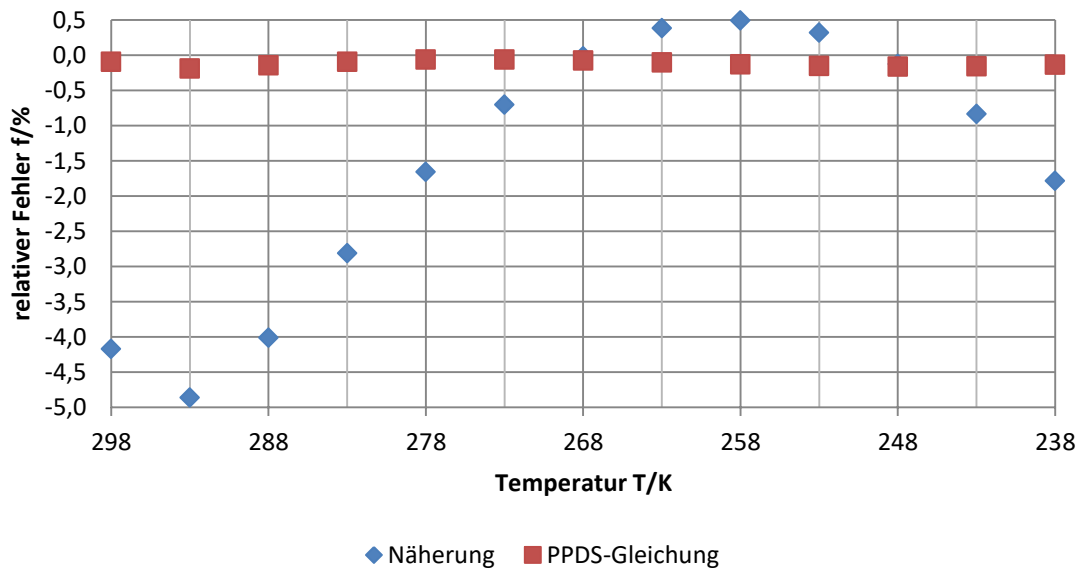


Abbildung 14: Diagramm der relativen Fehler der Viskosität der Flüssigkeit von Näherung und PPDS-Gleichung

Tabelle 11: Berechnete Viskosität des Gases mit Abweichung

Temperatur [K]	Reale des Gases						
	Viskosität [Pa·s]	Näherung [Pa·s]	ABW [%]	JOSSI [Pa·s]	ABW [%]	CHUNG [Pa·s]	ABW [%]
298,15	$2,02 \cdot 10^{-5}$	$2,02 \cdot 10^{-5}$	0,045	$2,13 \cdot 10^{-5}$	5,530	$2,19 \cdot 10^{-5}$	8,817
293,15	$1,82 \cdot 10^{-5}$	$1,89 \cdot 10^{-5}$	3,849	$1,93 \cdot 10^{-5}$	6,056	$1,97 \cdot 10^{-5}$	8,157
288,15	$1,70 \cdot 10^{-5}$	$1,78 \cdot 10^{-5}$	4,924	$1,80 \cdot 10^{-5}$	5,978	$1,81 \cdot 10^{-5}$	6,711
283,15	$1,61 \cdot 10^{-5}$	$1,68 \cdot 10^{-5}$	4,839	$1,70 \cdot 10^{-5}$	5,898	$1,69 \cdot 10^{-5}$	5,376
278,15	$1,54 \cdot 10^{-5}$	$1,60 \cdot 10^{-5}$	4,246	$1,63 \cdot 10^{-5}$	5,858	$1,60 \cdot 10^{-5}$	4,271
273,15	$1,48 \cdot 10^{-5}$	$1,53 \cdot 10^{-5}$	3,471	$1,56 \cdot 10^{-5}$	5,828	$1,53 \cdot 10^{-5}$	3,366
268,15	$1,43 \cdot 10^{-5}$	$1,47 \cdot 10^{-5}$	2,693	$1,51 \cdot 10^{-5}$	5,788	$1,47 \cdot 10^{-5}$	2,615
263,15	$1,39 \cdot 10^{-5}$	$1,41 \cdot 10^{-5}$	2,017	$1,47 \cdot 10^{-5}$	5,726	$1,41 \cdot 10^{-5}$	1,984
258,15	$1,35 \cdot 10^{-5}$	$1,37 \cdot 10^{-5}$	1,502	$1,42 \cdot 10^{-5}$	5,642	$1,37 \cdot 10^{-5}$	1,450
253,15	$1,31 \cdot 10^{-5}$	$1,33 \cdot 10^{-5}$	1,184	$1,38 \cdot 10^{-5}$	5,541	$1,32 \cdot 10^{-5}$	0,997
248,15	$1,28 \cdot 10^{-5}$	$1,29 \cdot 10^{-5}$	1,083	$1,35 \cdot 10^{-5}$	5,428	$1,29 \cdot 10^{-5}$	0,616
243,15	$1,25 \cdot 10^{-5}$	$1,26 \cdot 10^{-5}$	1,210	$1,31 \cdot 10^{-5}$	5,311	$1,25 \cdot 10^{-5}$	0,298
238,15	$1,22 \cdot 10^{-5}$	$1,24 \cdot 10^{-5}$	1,569	$1,28 \cdot 10^{-5}$	5,194	$1,22 \cdot 10^{-5}$	0,037

In der Abbildung 15 werden die relativen Fehler der Berechnungen nach JOSSI, CHUNG und der Näherungsgleichung für die gasförmige Viskosität von CO₂ dargestellt. Diese Ergebnisse der Berechnungen aus Abschnitt 3.1.5 sind auch in der Tabelle 11 aufgeführt. Es ist zu erkennen, dass die Abweichung der Näherung über den Bereich zwischen den Randbedingungen von in etwa 0 % bis 5 % schwankt. Bei der Berechnung nach JOSSI stellt sich ein konstanter relativer Fehler unterhalb von 6 % ein. Die größten Abweichungen liefert die Methode nach CHUNG. Hier ist die

Abweichung nahe der kritischen Temperatur mit fast 9 % am größten. Diese Abweichung sinkt kontinuierlich gegen 0 % je näher das Gas an der unteren Randbedingung der Temperatur liegt.

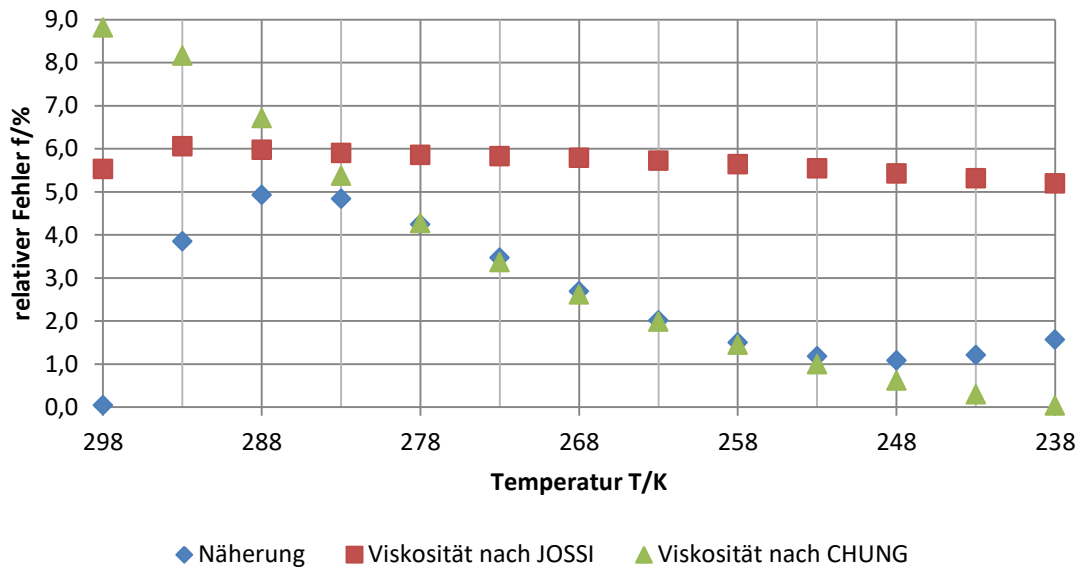


Abbildung 15: Diagramm der relativen Fehler der Viskosität des Gases von Näherung, Berechnung nach JOSSI und CHUNG

Die Ergebnisse und Berechnungen aus Abschnitt 3.2 können nicht mit realen Daten validiert werden, da es hierfür keine Vergleichswerte aus der Literatur gibt. Die Ergebnisse sind variabel und abhängig von geometrischen Gegebenheiten, bedingt durch das Rohrstück oder die Löschanlage selbst. Diese Ergebnisse können allerdings indirekt über die Berechnung des Druckverlustes verglichen werden. Dieser Vergleich findet im folgenden Abschnitt 4.2 statt.

4.2 Vergleiche Testberechnung CO₂-Löschanlage

Damit die Druckverlustberechnungen durch die Ansätze nach VdS 2093 und NFPA 12 überprüft werden können, wird in diesem Abschnitt eine selbst erstellte CO₂-Löschanlage beispielhaft berechnet. Hierfür ist eine Rohrtabelle im Anhang C zu finden. In dieser Tabelle stehen die Abkürzungen F für (CO₂-)Flasche, R für Rohr, BW für Bogen oder Winkel und TAA/TAD stehen für den Abweig aus oder Durchgang durch ein T-Stück. Für ein besseres Verständnis für den räumlichen Aufbau dieser CO₂-Löschanlage aus der Rohrtabelle wurde ein 3D-Modell mit AutoCAD erstellt. Dieses Modell ist in Abbildung 16 visualisiert, entspricht aber nicht exakt den Abmessungen aus der Rohrtabelle, so wurden etwaige Änderungen bei den Rohrdurchmessern nicht berücksichtigt.

Die Druckverlustberechnungen mit dem erstellten mathematischen Modell sind für die beiden Vorschriften und der Referenz zum MS-DOS durchgeführt worden. Die Referenz wurde dem MS-DOS Vorgängerprogramm nachempfunden. Es soll überprüfen, dass in VBA errechnete Ergebnisse mit den Resultaten des vorhandenen Programms verglichen werden können. Die Ergebnisse dieser Berechnungen sind im Anhang D, Anhang E und Anhang F zu finden. Hier sind neben dem Druck zum Beginn des Rohres RP₁ (Rohrpunkt) und zum Ende RP₂ noch der Gasanteil, das homogene spezifische

Volumen, die homogene Strömungsgeschwindigkeit und die Temperatur aufgeführt. Diese Werte beziehen sich auf den RP_2 .

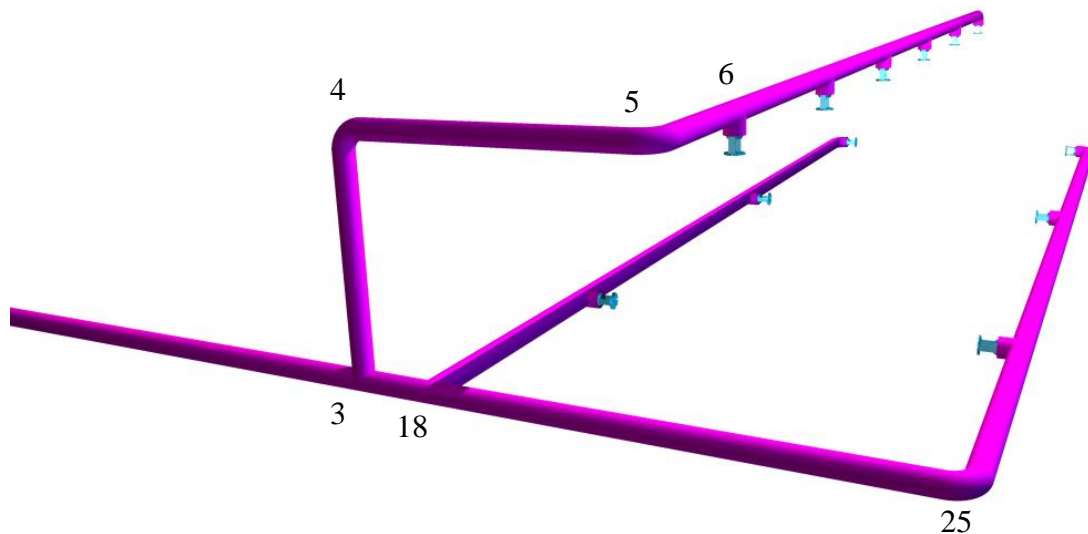


Abbildung 16: Visuelle Darstellung der Rohrtabelle in Anhang C vom Beispiel der CO_2 -Löschanlage

Die Rohrpunkte sind beispielhaft in dem 3D-Modell gekennzeichnet. Als Beispiel würde ein Rohrstück zwischen Rohrpunkten 3 und 18 der Rohrpunkt 3 als Beginn, RP_1 in der Tabelle, und Rohrpunkt 18 als Ende, RP_2 in der Tabelle, des Rohrstückes gelten. Für alle Berechnungen gelten dieselben Startbedingungen, Ausnahme ist hier die NFPA Vorschrift, die immer bei den Bedingungen startet, die in Abschnitt 2.2 beschrieben sind. Für VdS und die Referenz zum MS-DOS Programm gelten die Startbedingungen, die in Tabelle 12 aufgeführt sind und die beschriebene Rohrtabelle.

Tabelle 12: Startbedingungen Testberechnung CO_2 -Löschanlage

Temperatur ϑ	15 °C
Menge Q	709,4 kg
Volumen V_{Anlage}	0,1244 m ³
Austragszeit t	60 s

Mit diesen Startbedingungen können alle relevanten Stoffdaten von CO_2 berechnet werden. Mit der vorhandenen Rohrisometrie und den Stoffdaten berechnet sich der Druckverlust über das erstellte mathematische Modell. Der Verlauf des Druckes aus diesen Berechnungen und die Druckverläufe, die mit dem originalen MS-DOS Programm und dem VdS-Programm erstellt wurden, sind in einem Diagramm in Abbildung 17 zu finden.

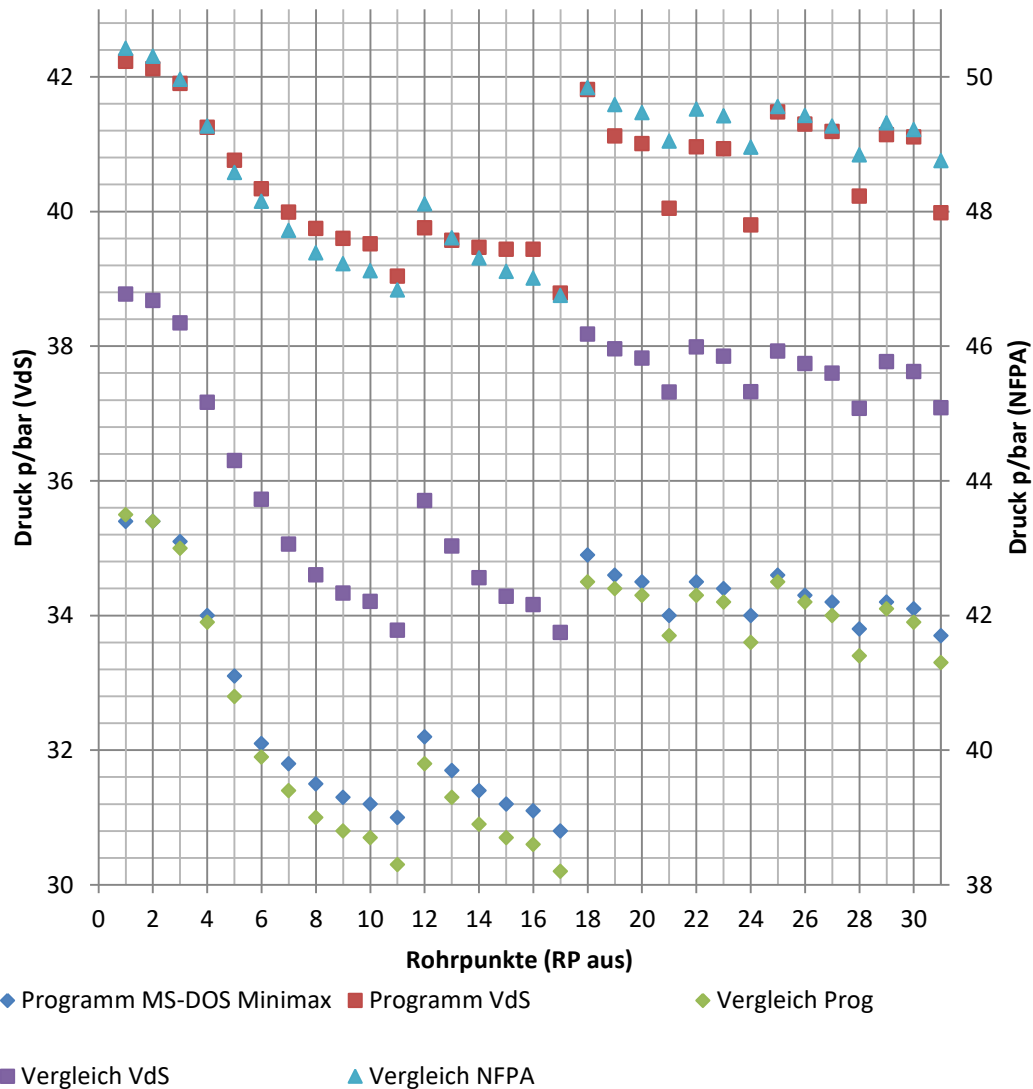


Abbildung 17: Druckverläufe der Druckverlustberechnungen über die Rohrpunkte der Beispielanlage

Die Vorschriften nach VdS und NFPA sind aufgrund der unterschiedlichen Starttemperaturen und den daraus folgenden Startdrücken in zwei separate Achsen aufgeteilt. Diese Achsen zeigen den jeweiligen Druck in bar in Abhängigkeit vom Rohrpunkt. Die im Diagramm eingetragenen Ergebnisse der beiden vorhandenen Programme, hier in blau und rot dargestellt, bilden die Ausgangslage für die Vergleichsberechnungen. Dabei fällt auf, dass das MS-DOS Programm von Minimax bei der gleichen Ausgangslage einen deutlich höheren Druckverlust berechnet als das VdS-eigene Programm.

Für den Nachweis der Vergleichbarkeit ist in VBA ein identisches Berechnungsprogramm zur vorhandenen MS-DOS Version erstellt worden. Die Ergebnisse werden im Diagramm als grüne Punkte dargestellt. Dieser Druckverlauf nimmt bis auf geringe Abweichungen den identischen Verlauf wie das Ausgangsprogramm. Damit ist eine Vergleichbarkeit der berechneten Ergebnisse gewährleistet. Das erstellte mathematische Modell nach VdS-Richtlinie ist im Diagramm als violetter Druckverlauf dargestellt. Die Druckverlustberechnung erfolgt, wie in Abschnitt 3.3.2 beispielhaft berechnet, genau nach Vorschrift VdS 2093. Dieser Druckverlauf verläuft über das Beispiel der CO₂-Löschanlage ähnlich wie das MS-DOS Programm. Das Modell berechnet aber dabei

einen geringeren Druckverlust. Ein Vergleich der Ergebnisse des VdS Programms zeigt, dass die Verläufe ähnlich sind, das erstellte VdS Berechnungsmodell jedoch einen stärkeren Druckverlust ermittelt.

Bei der Richtlinie NFPA 12, türkis im Diagramm, ist der Druckverlauf an die sekundäre Druckachse gebunden. Diese Achse ist mit der gleichen Differenz formatiert wie die Druckachse für das VdS Programm. Für die berechneten Ergebnisse liegen keine Vergleichswerte vor, da sie im MS-DOS Programm nicht berechnet werden können. Am Diagramm ist allerdings zu erkennen, dass der Druckverlust in der Testlöschanlage mit dem Verlauf des VdS Programms übereinstimmt. Es ist aber zu beachten, dass nach NFPA die Druckverlustberechnung bei einer anderen Starttemperatur beginnt.

5 Diskussion und Ausblick

Die Ergebnisse der ausgeführten Berechnungen sind im vorherigen Kapitel Vier in Form von Tabellen oder Diagrammen dargestellt. In folgendem Abschnitt 5.1 sollen diese Ergebnisse bewertet und diskutiert werden. Des Weiteren werden eventuelle Grenzen des mathematischen Modells zur Druckverlustberechnung nach VdS oder NFPA aufgezeigt. Nach den Grenzen werden Verbesserungen und ein Ausblick für die Verwendung des Modells in Abschnitt 5.2 beschrieben und diskutiert.

5.1 Bewertung des geschaffenen mathematischen Modells

Im Abschnitt 4.1 und 4.2 sind ausführlich die Ergebnisse der Berechnungen dargestellt. Diese Ergebnisse sollen in diesem Abschnitt bewertet und diskutiert werden. Der mit Abstand wichtigste physikalische Wert, der für die Druckverlustberechnung ermittelt werden muss ist der Druck, bzw. die Temperatur. Diese beiden Stoffdaten können über eine einzige Gleichung ermittelt werden, da sie über die Dampfdruckkurve zusammenhängen. Hier hat sich, wie im praktischen Kapitel beschrieben ist, nicht die WAGNER-Gleichung bewiesen, sondern die Gleichung nach YOUNG. Diese Gleichung liefert einen konstanten und niedrigen Fehler gegenüber dem Realwert. Hier ist auch kein weiterer Handlungsbedarf zur Verbesserung notwendig. Die Gleichung wird in der Kältetechnik verwendet, was für den Einsatzbereich der CO₂Löschanlage ideal ist.

Bei der Berechnung der spezifischen Volumen wird für die Flüssigkeit und das Gas eine Näherung verwendet, die ausreichend genau ist. Beide Näherungen bieten jedoch das Potential zur Verbesserung. Für die Berechnung des flüssigen spezifischen Volumens ist dies auch einfach auszuführen indem, anstatt der Näherung, die PPDS-Gleichung verwendet wird. Für die Gasphase ist diese Verbesserung nicht ohne weiteres möglich. Hierfür müsste eine Anpassung die Näherung stattfinden, die auf den realen Stoffdaten basiert. Es wäre auch möglich die Berechnung nach PENG-ROBINSON durchzuführen. Diese Durchführung wäre vom Rechenaufwand und der unzureichenden Genauigkeit nicht zielführend.

Die Ergebnisse für die spezifische Wärmekapazität sind im MS-DOS Programm nicht berücksichtigt worden, daher gibt es hier auch kein Vergleich. Die PPDS-Gleichung weist für die Flüssigkeit eine sehr hohe Genauigkeit über den gesamten Einsatzbereich der CO₂-Löschanlage auf. Diese Gleichung benötigt daher auch keine weitere Anpassung. Bei der Berechnung der spezifischen Wärmekapazität des gasförmigen CO₂ gibt es keine Gleichung oder Näherung über den gesamten Temperaturbereich, sondern mehrere polynomische Näherungen, um eine entsprechende Genauigkeit gegenüber den realen Wärmekapazitäten zu gewährleisten. Die Berechnung in der Theorie erfolgt über den Ansatz von idealem und realem Anteil der spezifischen Wärmekapazität. Dies ist auch im Abschnitt 3.1.3 beschrieben, hierfür müssten allerdings in VBA partielle Ableitungen ermittelt werden. Die Realisierung von partiellen Ableitungen in VBA oder anderen Programmiersprachen wäre sehr aufwendig, deswegen gilt eine oder mehrere Näherungen als beste und genaueste zur Verfügung stehende Alternative.

Bei der Ermittlung der Enthalpie kommt es zu gleichen Problemen bei der Umsetzung der Theorie. Auch bei der Berechnung der Enthalpie wird für die Flüssigkeit und das Gas jeweils eine Näherung eingesetzt. Die Besonderheit dieser Näherungen ist, dass sie nicht wie die vorherigen Näherungen die Temperatur als Variable verwenden sondern den Druck. Die Näherungen sind aus dem MS-DOS Programm übernommen worden und haben eine andere Referenzenthalpie als die gewählten Vergleichsquellen [5] und [7]. Entscheidend ist allerdings nicht die gegebene Enthalpie sondern, wie schon in Abschnitt 4.1 erläutert, die Differenz zwischen Flüssigkeit und Gas. Diese Differenz ist auch sehr gut in der Abbildung 18 an den gleichlangen Pfeilen in grün und orange zu erkennen. Die gleichlangen Pfeile stellen eine gleiche Enthalpiedifferenz zwischen Flüssigkeit und Gas dar. In der Tabelle 9, die die Ergebnisse der berechneten Enthalpie darstellt, ist zu erkennen, dass die relativen Fehler im Vergleich zu realen Stoffwerten gering sind. Sie liegen zwischen 1,7 % und -1,4 %. Dies setzt allerdings den Abzug einer Differenz von in etwa 220 kJ/kg der berechneten Ergebnisse voraus, um die Ergebnisse vergleichen zu können. Die Differenz kann abgezogen werden, weil die Verläufe der realen Enthalpie und der berechneten Enthalpie übereinstimmen, siehe Abbildung 18. Aus Sicht der Berechnung und Genauigkeit sind hier keine Verbesserungen notwendig, aber die Näherungen könnten auf die aktuellen realen Stoffdaten der Enthalpie angepasst werden.

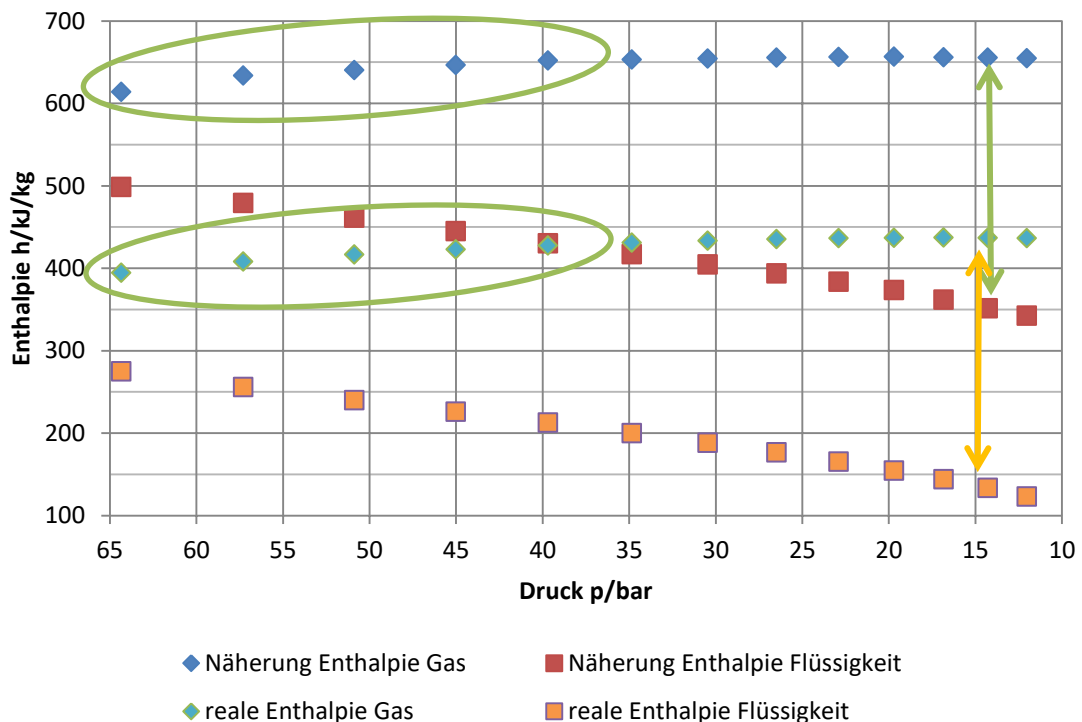


Abbildung 18: Vergleich zwischen realen und berechneten Enthalpie von Flüssigkeit und Gas

Für die Berechnung der Viskosität gibt es mehrere Methoden und Gleichungen zur Auswahl. Die Methoden mit der besten Eignung für den Temperaturbereich einer CO₂-Löschanlage sind vorgestellt und erläutert worden. Trotz der Berechnung durch unterschiedliche Gleichungen werden für das mathematische Modell zur Druckverlustberechnung für Gas und Flüssigkeit Näherungen verwendet. Beide Näherungen haben einen maximalen relativen Fehler von in etwa 5 % zur realen Viskosität. Damit sind sie ausreichend genau für die Druckverlustberechnung. Die

Viskosität nimmt nur über die Reynoldszahl auf den Rohrreibungsbeiwert λ Einfluss. Der Reibungswert λ nimmt dann direkten Einfluss auf den Druckverlust. Damit sind die Ergebnisse für die Viskosität der Flüssigkeit und des Gases ausreichend genau bestimmt.

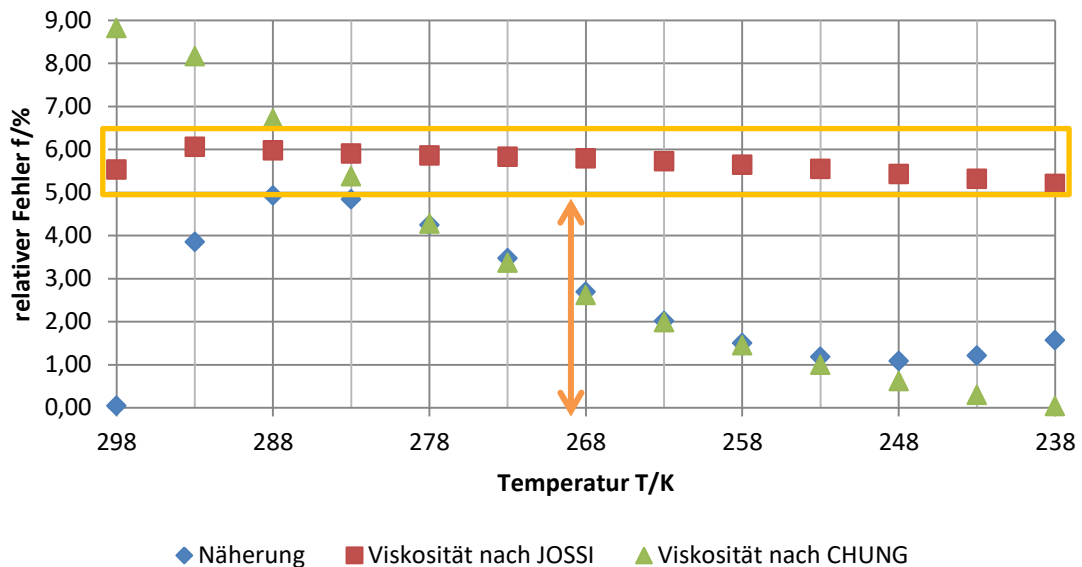


Abbildung 19: Verbesserungspotential der Viskosität der CO₂-Gasphase

Beide Berechnungen der Viskosität durch die Näherungen bieten jedoch noch Verbesserungspotential. Am Beispiel in Abbildung 19 ist zu erkennen, dass die Methode nach JOSSI einen sehr konstanten relativen Fehler gegenüber der Näherung erzeugt (markiert in orange). Bei der Ermittlung der gasförmigen Viskosität ist bei dieser Methode ein weiterer Berechnungsschritt notwendig. Mit diesem Schritt könnte sich der relative Fehler von 5 % der Näherung auf maximal 0,5 % durch JOSSI senken. Hierfür muss die Viskosität nach JOSSI durch den durchschnittlichen Fehler von 1,057 geteilt werden (relativer Fehler durchschnittlich bei 5,7 %, oranger Pfeil). Bei der Viskosität der Flüssigkeit gibt es eine PPDS-Gleichung als Verbesserung, sie verläuft sehr konstant um 0 % relativen Fehler zur den realen Stoffdaten.

Mit der Viskosität sind alle physikalischen Eigenschaften, die zur Druckverlustberechnung notwendig sind, bewertet. Damit können die Ergebnisse der Berechnungen des Beispiels aus Abschnitt 4.2 bewertet und diskutiert werden. Zum Beginn noch einmal zur Ausgangslage von Ergebnissen aus dem Minimax MS-DOS Programm und dem VdS-Programm. Berechnungen der beiden Programme der Testanlage werden in Abbildung 20 in rotem und blauem Druckverlauf dargestellt. Das erste was an den beiden Verläufen auffällt, ist der Druckunterschied. Dieser Unterschied, oranger Pfeil, besteht bereits zu Beginn des Rohrnetzes. Hier ist zu vermuten, da der Quellcode nicht vom VdS-Programm nicht bekannt ist, dass der Arbeitsdruck anders berechnet wird. Der zweite Unterschied ist in der grünen Box markiert. In diesem Abschnitt der Löschanlage, Rohrpunkt 3 bis 6, berechnet das Programm von VdS einen geringeren Druckverlust. Dies ist an der Steigung der Ergebnisse in dem Diagramm zu erkennen. Bei VdS liegt der Druckverlust in etwa bei $\Delta p_{\text{VdS}} \approx 1,6$ bar im Vergleich zum MS-DOS Programm von $\Delta p_{\text{Minimax}} \approx 3$ bar. Da es während dieser Rohrpunkte eine Änderung der Höhe gibt, lässt sich daraus schließen, dass das VdS-Programm diesen Unterschied

anderes als das MS-DOS Programm berechnet. Allerdings ist dies auch auf die Berücksichtigung der spezifischen Wärmekapazität für die Berechnung des Gasgehalts zurückzuführen. Ein ähnliches Verhalten ist am Ende einer Rohrleitung zu beobachten, hier Punkte 12 bis 17 in violett markiert. Bei diesen Rohrpunkten handelt es sich um den Druck, der vor den Düsen im oberen Teil der Anlage anliegt. Beim MS-DOS Programm verteilt sich der Druckverlust über die Düsen, beim VdS-Programm ist der größte Druckverlust vor der letzten Düse in der Rohrleitung zu erkennen. Ansonsten verhalten sich die Druckverläufe in Abbildung 20 in etwa gleich.

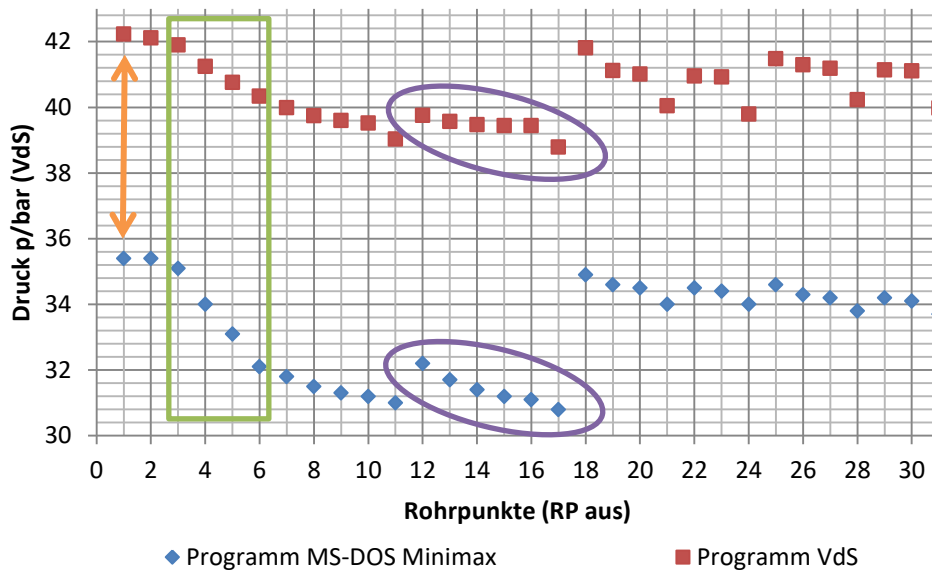


Abbildung 20: Vergleich Ausgangswerte VdS-Programm und Minimax MS-DOS-Programm

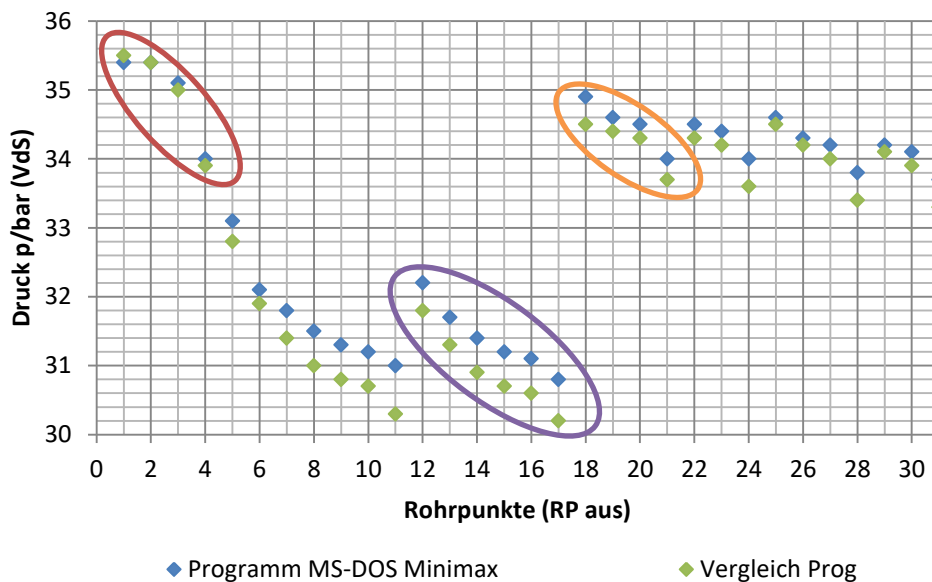


Abbildung 21: Vergleich des Berechnungsmodells nach MS-DOS von Programm mit Ergebnisse in VBA
 Beim Vergleich der Ergebnisse des vorhandenen Berechnungsmodell aus dem MS-DOS Programm mit der Berechnung durch ein VBA-Vergleichsmodell in Abbildung 21 fällt auf, dass die Berechnungen zum Beginn des Rohrnetzes eine Übereinstimmung haben. (rote Markierung) Dies zeigt, dass die Modelle gleiche Berechnungen erstellen. Ab dem Rohrpunkt 5 beginnt eine Abweichung vom Vergleichsprogramm zum Minimax Berechnungsprogramm, die sich über die Anlage aufsummiert. In der violetten

Markierung ist dieser Unterschied bis auf einen Druckunterschied $\Delta p_{\text{Minimax}} \approx 0,7$ bar angewachsen. Dies entspricht einer Abweichung von annähernd 2,3 %. Es ist für eine Vergleichbarkeit noch akzeptabel und damit zu begründen, dass VBA genauere Ergebnisse berechnen kann als MS-DOS. Unter MS-DOS werden Zwischenergebnisse gerundet. In VBA werden Ergebnisse über eine direkte Übergabe weitergegeben. Als weiterer Punkt ist in der orangen Markierung eine Ähnlichkeit zu Ausgangsprogramm zu erkennen. Auch hier ist eine kleine Differenz zu erkennen, die mit der gleichen Aussage der genaueren Ergebnisse begründet werden kann. Wie zuvor schon kurz in Abschnitt 4.2 beschrieben ist, ist damit eine Vergleichbarkeit des entwickelten mathematischen Modells zur Druckverlustberechnung gegeben.

Nachdem die Vergleichbarkeit gegeben ist, wird in Abbildung 22 das entwickelte mathematische Modell zur Druckverlustberechnung nach VdS 2093 mit dem Ausgangsprogramm für CO₂ dargestellt und verglichen. Es ist erkennbar, dass die Druckverläufe, wie zuvor zwischen MS-DOS und VdS-Programm schon zu Beginn einen Druckunterschied haben (roter Pfeil). Da es sich in beiden Modellen um die gleiche Ermittlung des Arbeitsdrucks handelt, kann dieser als Fehler ausgeschlossen werden. Es ist anzunehmen, dass dieser Druckunterschied durch die unterschiedlichen Berechnungsweisen des Druckverlustes zustande kommt. Ein wichtiges Merkmal in der Berechnung des Druckverlusts ist die Berücksichtigung der spezifischen Wärmekapazität für die Ermittlung des Gasanteils. Die zuvor verglichenen Bereiche, hier in grün und orange markiert, sind von den Druckverlusten in etwa gleich. Von Rohrpunkt 3 bis 6 beläuft sich der Druckverlust in beiden Druckverläufen auf $\Delta p_{\text{Minimax}} \approx 3$ bar, bzw. $\Delta p_{\text{VdS,Modell}} \approx 2,6$ bar. Nur beim in orange markierten Bereich ist ein leicht steilerer Abfall des Drucks zu erkennen. Der Druckabfall beträgt hier von Rohrpunkt 12 im Vergleich zu Punkt 17 $\Delta p_{\text{Minimax}} \approx 1,4$ bar und $\Delta p_{\text{VdS,Modell}} \approx 2$ bar. Abgesehen von der Differenz zwischen den beiden Druckverläufen, verhalten sie sich ähnlich. Diese Ähnlichkeit schließt große Fehler im entwickelten Modell aus.

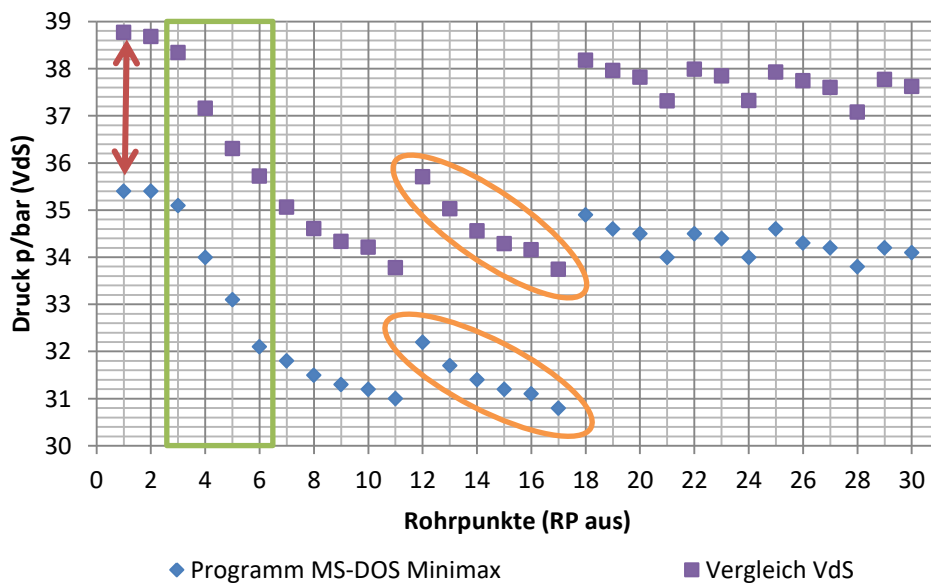


Abbildung 22: Vergleich MS-DOS Programm mit entwickeltem mathematischem Modell nach VdS

Als entscheidende Gegenüberstellung gilt der Vergleich der Berechnungen des VdS-Programms und des entwickelten mathematischen Modells nach VdS 2093, die in

Abbildung 23 dargestellt werden. Auch in diesem Diagramm ist festzustellen, dass die Druckverläufe schon im ersten Rohrabschnitt voneinander abweichen. Diese Differenz (blauer Pfeil) ist, wie sie schon in Abbildung 20 dargestellt ist, mit einem höheren Arbeitsdruck zu erklären. Wie dieser höhere Arbeitsdruck im VdS-Programm zustande kommt, ist nicht bekannt. Eine weitere Parallele zum Vergleich der Ausgangsprogramme ist die Steigung zwischen den Rohrpunkten 3 und 6, hier in grün markiert. Der Unterschied ist in diesem Vergleich allerdings nicht so extrem, aber deutlich erkennbar. Zum Vergleich der Druckverlust vom VdS-Programm $\Delta p_{VdS} \approx 1,6$ bar gegenüber dem Druckverlust des entwickelten Modells $\Delta p_{VdS,Modell} \approx 2,6$ bar. Beim Druck vor den Düsen von Punkt 12 zu 17 ist zu erkennen, dass das Modell sich ähnlich wie das MS-DOS Programm verhält und somit vom VdS-Programm abweicht. Daher können die orangenen Markierungen aus Abbildung 23 mit den violetten Markierungen in Abbildung 20 verglichen werden.

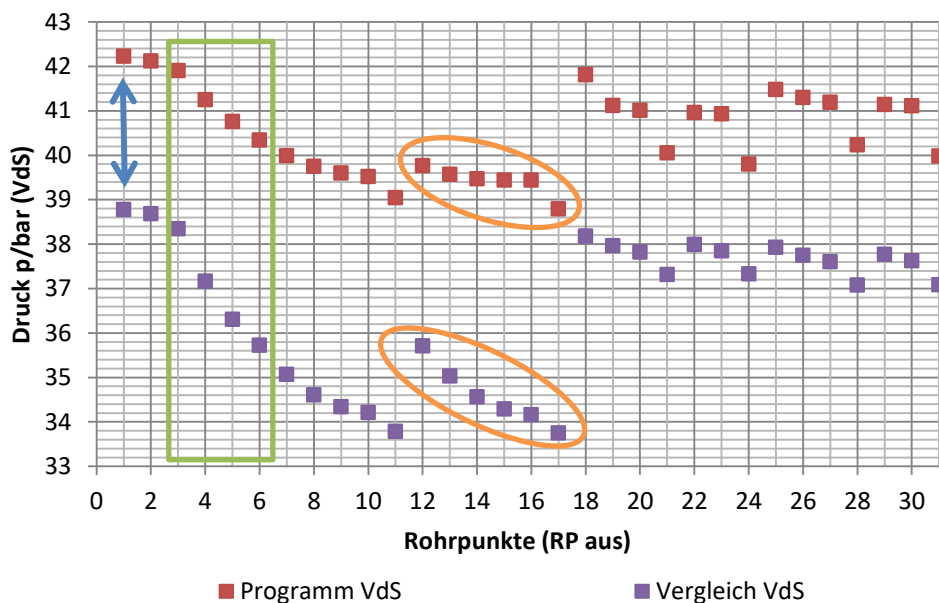


Abbildung 23: Vergleich VdS-Programm mit entwickeltem mathematischem Modell nach VdS

Zusammenfassend gilt die Aussage, dass das entwickelte mathematische Modell zur Druckverlustberechnung nach VdS sich eher mit dem vorhandenen MS-DOS Programm von Minimax als mit dem VdS-Programm vergleichen lässt. Der große Unterschied zwischen der Berechnung nach VdS 2093 und der Berechnung vom VdS-Programm liegt in der Ermittlung des Arbeitspunktes. Da die Bestimmung des Arbeitspunktes im VdS-Programm nicht nachvollzogen werden kann, muss der Vergleich mit dem vorhandenen MS-DOS Programm genügen. Die Ermittlung des Arbeitspunktes im MS-DOS Programm und dem entwickelten Modell zur Druckverlustberechnung sind gleich. Es ist nur ein Unterschied in der Bestimmung des Gasgehaltes zu erkennen, dies ist an den Ergebnisse in Anhang E und Anhang F festzustellen. Diese Abweichung ist auf einen anderen Ansatz zur Berechnung und damit eine andere Berechnungsformel zurückzuführen. Diese Berechnungsformel, der Differenzialgleichung 2.2, berücksichtigt die spezifische Wärmekapazität.

Ein Vergleich mit dem Berechnungsmodell nach NFPA 12 wird nicht aufgeführt. Es liegen keine Ergebnisse vor, mit denen die erstellten Berechnungen verglichen werden könnten, aber in Abschnitt 4.2 ist dieses Modell bereits kurz beschrieben. Die

Berechnung nach NFPA 12 besitzt immer die gleichen Startbedingungen und, wie in Abbildung 17 zu erkennen ist, einen ähnlichen Druckverlauf im Vergleich zum VdS-Programm. Damit kann ausgeschlossen werden, dass das mathematische Modell nach NFPA-Richtlinie falsche Ergebnisse ermittelt.

5.2 Ausblick

Abschließend soll in diesem Abschnitt noch einmal ein Resümee des entwickelten mathematischen Modells zur Druckverlustberechnung von CO₂-Löschanlagen und dessen Ergebnisse gezogen werden. Es ist ein Berechnungsmodell entwickelt worden, das nach der VdS- und NFPA-Richtlinie den Druckverlust in einer HD-Gaslöschanlage ermittelt. Hierzu sind Gleichungen oder Näherungen für physikalische Eigenschaften, wie zum Beispiel das spezifische Volumen oder die Viskosität, verwendet und mit Realdaten validiert worden. Die Gleichungen, bzw. Näherungen, mit ausreichender Genauigkeit wurden für das mathematische Modell zur Druckverlustberechnung verwendet. Es besteht bei einigen Berechnungen eine Verbesserungsmöglichkeit, die für die Genauigkeit der Druckverlustberechnung aber nicht ausschlaggebend sind. Diese sind in Abschnitt 5.1 dargestellt und beschrieben.

Die Berechnungsmodelle beider Richtlinien wurden mit einer Beispiel CO₂-Löschanlage gegenüber den vorhandenen Berechnungsprogrammen bewertet. Hier sind Unterschiede zu erkennen, die erläutert werden können. Einzig die unterschiedliche Berechnung des Arbeitsdruckes des VdS-Programms kann nicht begründet werden. Da die Druckdifferenz hier bei etwa $\Delta p \approx 4,4$ bar liegt, gibt es noch ein eventuelles Verbesserungspotential durch eine andere Ermittlung des Arbeitspunkts. Als Beispiel wäre der Ansatz über die ausgetretene Masse an CO₂ zu nennen. Hier wird der Druck in den Gasflaschen ermittelt, wenn die Hälfte der CO₂-Masse die Anlage verlassen hat. Dieser Ansatz bezieht sich nicht auf die Energiebilanz im System, sondern wird iterativ ermittelt.

Die Grenzen dieses entwickelten mathematischen Modells liegen im Allgemeinen, ähnlich wie die des MS-DOS Programms, bei einer bestimmten Rohrlänge. Diese maximale Rohrlänge ist aber, je nach Massenstrom und Rohrdurchmesser, eine andere. Spätestens bei einem Druck von 14 bar in der Rohrleitung ist die maximale Rohrlänge erreicht. Dieser Druck ist der minimale Druck, bei dem CO₂ aus einer Düse in der CO₂ HD-Löschanlage austritt. Bei einem niedrigeren Druck verbleibt das CO₂ in der Rohrleitung. Hierbei ist zu vermerken, dass das VdS-Programm eine Löschanlage mit höherer maximaler Rohrlänge auslegen könnte als das entwickelte mathematische Modell zur Druckverlustberechnung nach VdS. Der Grund dafür ist zum einen die Druckdifferenz von $\Delta p \approx 4,4$ bar zwischen Programm und Modell. Ein weiterer Grund ist sehr gut im Diagramm in Abbildung 23 zu erkennen. Das entwickelte VdS-Berechnungsmodell weist einen steileren Druckverlauf gegenüber dem VdS-Programm auf. Damit würde das Modell zur Druckverlustberechnung den minimalen Druck von 14 bar nach einer kürzeren Rohrleitung erreichen als das VdS-Programm.

Trotz dieser Unterschiede liefert das Berechnungsmodell vergleichbare Ergebnisse zum MS-DOS Programm und kann somit für das neue Auslegungs- und Berechnungsprogramm für CO₂-Löschanlagen verwendet werden. Als nächster Schritt, nach der Entwicklung dieses Modells, steht die Einbettung der Druckverlustberechnung in das

erstellte Programm aus. Nach der Einbettung des Modells wird das Programm von VBA in C++ übersetzt. Diese Übersetzung des Programms kann dann für den MX Design Manager verwendet werden. Für die Verwendung als fertiges Auslegungs- und Berechnungsprogramm müssen, während einer Testphase, eventuell noch Parameter angepasst werden. Nach dieser Testphase kann das Programm für die Druckverlustberechnung von CO₂ HD-Löschanlagen verwendet werden.

Literaturverzeichnis

- [1] Minimax Viking GmbH, Kohlendioxid-Löschanlagen - Brandbekämpfung mit CO₂, Bad Oldesloe: Minimax Viking GmbH.
- [2] Minimax GmbH & Co KG, *CO₂ EXTINGUISHING SYSTEM - DESIGN MANUAL*, Bad Oldesloe: Minimax GmbH & Co KG, 2003.
- [3] VdS Schadenverhütung GmbH, VdS-Richtlinien für Feuerlöschanlagen mit Kohlenstoffdioxid - Planung und Einbau, Köln: VdS-Verlag, 2009.
- [4] NFPA, NFPA12 Standard on Carbon Dioxide Extinguishing Systems, 2008 Edition Hrsg., Quincy MA: National Fire Protection Association, 2008.
- [5] NIST U.S. Secretary of Commerce, „Isothermal Properties for Carbon dioxide,“ 2017. [Online]. Available: http://webbook.nist.gov/cgi/fluid.cgi?ID=C124389&TUnit=C&PUnit=bar&DUnit=kg%2Fm3&HUnit=kJ%2Fkg&WUnit=m%2Fs&VisUnit=Pa*s&STUnit=N%2Fm&Type=IsoTherm&RefState=DEF&Action=Page. [Zugriff am 1 Juli 2017].
- [6] R. Plank, Handbuch der Kältetechnik - Zweiter Band: Thermodynamische Grundlagen, Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 1953.
- [7] VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, VDI-Wärmeatlas, 11. Auflage Hrsg., Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 2013.
- [8] S. K. Hans Dieter Baehr, Thermodynamik - Grundlagen und technische Anwendungen, Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 2009.
- [9] J. M. P. J. P. O. Bruce E. Poling, The Properties of Gases and Liquids, Fifth Edition Hrsg., New York: McGraw-Hill, 2001.
- [10] B. K. M. K. J. R. Jürgen Gmehling, Chemical Thermodynamics for Process Simulation, Weinheim: Wiley-VCH Verlag & Co. KGaA, 2012.
- [11] L. Böswirth, Technische Strömungslehre 8., überarbeitete und erweiterte Auflage, Wiesbaden: Vieweg+Teubner | GWV Fachverlage GmbH, 2010.
- [12] Witte, *Minimax Berechnung von Anlagendrücken für CO₂-Anlagen*, Bad Oldesloe: Minimax, 1991.

Anhang

Anhang A: Berechnung der Strömungsformen

In diesem Anhang A soll, wie in Abschnitt 2.4 beschrieben ist, die Theorie und die Berechnung der Strömungsformen dargestellt werden. Hierzu wird eine Strömungsformkarte benutzt, die Grenzkurven und Messungen mithilfe des Martinelli-Parameters die unterschiedlichen Strömungsformen darstellt. Als Annahme wird davon ausgegangen, dass es sich bei der Strömungsform um eine Blasenströmung handelt. Die Annahme wird damit begründet, dass nur ein geringer Anteil des CO₂ vom flüssigen in den gasförmigen Zustand wechselt. Die Berechnungen müssen nach einer vorgegebenen Reihenfolge durchgeführt werden, um eine richtige Aussage treffen zu können. Die Reihenfolge lautet wie folgt:

Berechnung des Martinelli-Parameters X

$$X = \frac{|(dp/dL)_l|}{|(dp/dL)_v|} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0,875} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\eta_l}{\eta_v}\right)^{0,25} \quad 0.1$$

Bestimmung der vier Kenngrößen

$$(\text{Re}_l \text{Fr}'_v)^{0,5} = \left(\frac{\dot{m}^3 \cdot x^2 \cdot (1-x)}{\rho_v \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot \eta_l \cdot g \cdot \cos(\gamma)}\right)^{0,5} \quad 0.2$$

$$\text{Fr}_{\text{Gm}}^{0,5} = \left(\frac{\dot{m}^2 \cdot x^2}{g \cdot d \cdot \rho_l \cdot \rho_v}\right)^{0,5} \quad 0.3$$

$$(\text{FrEu})_l^{0,5} = \left(\frac{\xi_v \cdot \dot{m}^2 \cdot (1-x)^2}{2 \cdot d \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot g \cdot \cos(\gamma)}\right)^{0,5} \quad 0.4$$

$$(\text{We}/\text{Fr})_l = \frac{g \cdot d \cdot \rho}{\sigma} \quad 0.5$$

Reynolds-Zahl und Druckverlustbeiwert für die Berechnungen erfolgen über nachfolgende Gleichungen

$$\text{Re}_l = \frac{\dot{m} \cdot (1-x) \cdot d}{\eta_l} \quad 0.6$$

$$\xi_l = \frac{0,3164}{\text{Re}_l^{0,25}} \quad 0.7$$

Mit diesen Gleichungen kann nun bestimmt werden welche Art von Strömung im Rohrnetz vorliegt. Die Grenzkurven mit einer entsprechenden Bedingung und dem zugehörigen Martinelli-Parameter geben an, ob die Strömungsart vorliegt oder nicht. Die Bedingungen lauten wie folgt:

$$\text{Schichtströmung: } (\text{Re}_l \text{Fr}'_v)^{0,5} \leq (\text{Re}_l \text{Fr}'_v)_{\text{tt,Gr}}^{0,5}$$

$$\text{Wellenströmung: } \text{Fr}_{\text{Gm}}^{0,5} \leq (\text{Fr}_{\text{Gm}})_{\text{tt,Gr1}}^{0,5}, (\text{We}/\text{Fr})_l \text{ ist zu beachten}$$

$$\text{Blasenströmung: } ((\text{FrEu})_l)^{0,5} \geq ((\text{FrEu})_l)_{\text{Gr}}^{0,5}$$

$$\text{Schwall- und Pfropfenströmung: } X \geq 0,34 \text{ und } \text{Fr}_{\text{Gm}}^{0,5} > (\text{Fr}_{\text{Gm}})_{\text{tt,Gr1}}^{0,5}$$

$$\text{Nebelströmung: } X < 0,51 \text{ und } \text{Fr}_{\text{Gm}}^{0,5} \geq (\text{Fr}_{\text{Gm}})_{\text{tt,Gr1}}^{0,5}, (\text{We}/\text{Fr})_l \text{ ist zu beachten}$$

Die Bedingungen sind in dieser Reihenfolge zu bestimmen. Nachfolgend werden die Formeln für die Grenzkurven aufgeführt, um die Bedingungen beurteilen und in Abbildung 24 einordnen zu können. Für die anschließende Berechnung sind Daten einer

Beispiellöschanlage und Stoffdaten von CO₂ im ersten Rohrstück in Tabelle 13 gegeben. [7, pp. 888-889]

$$X^2 = \left[\left(\frac{U_i + U_v}{\pi} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\pi^2}{64 \cdot f_v^2} \right) \cdot \left(\frac{U_v + U_i}{f_v} + \frac{U_i}{f_i} \right) - \frac{1}{(\text{FrEu})_v} \right] \cdot \left(\frac{\pi}{U_i} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{64 \cdot f_i^3}{\pi^2 \cdot U_i} \right) \quad 0.8$$

$$\text{mit } (\text{FrEu})_v = \frac{\xi_v \cdot (\dot{m} \cdot x)^2}{2 \cdot d \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot g \cdot \sin(\gamma)}$$

$$\xi_v = \frac{0,3164}{\text{Re}_v^{0,25}}, \text{Re}_v = \frac{\dot{m} \cdot x \cdot d}{\eta_v}, h_l = \frac{h}{d} \text{ und } U_i = 2 \cdot \sqrt{h_l \cdot (1 - h_l)}$$

$$\varphi = 2 \cdot \sin^{-1}(U_i), U_v = \frac{\varphi}{2} \text{ und } U_i = \pi - U_v$$

$$f_v = \frac{\left(\varphi - \sin\left(\frac{180 \cdot \varphi}{\pi}\right) \right)}{8} \text{ und } f_i = \frac{\pi}{4} - f_v$$

Mit den Formeln aus 0.8 wird zunächst die relative Flüssigkeitshöhe h_l bestimmt. Als erste Annahme wird $h_l = 0,5$ mit der Bedingung $h_l > 0,5$ für oben aufgeführte Formeln, eingesetzt. Die daraus vorhandenen Funktionen U_i , f_v und f_i werden für die Grenzwertbestimmung genutzt. Aus den in [7, p. 901] verwendeten Formeln 29-31 mit den Daten aus Tabelle 13 ergeben sich folgende Ergebnisse in Tabelle 14. Da schon die dritte Bedingung zutrifft und damit die Strömungsform bestimmt wurde, sind die weiteren Berechnungen zu vernachlässigen. Berechnete Werte für die Strömungsform sind zur weiteren Überprüfung in die Strömungskarte in Abbildung 24 eingetragen und als roter Punkt markiert. Sowohl bei der Berechnung als auch auf der Strömungskarte ist zu erkennen, dass es sich bei der Strömungsform eindeutig um eine Blasenströmung handeln muss. Damit bestätigt sich die Annahme der Blasenströmung zum Beginn der Rechnung.

Tabelle 13: Stoffwerte von CO₂ aus erstem Rohrstück für Berechnung der Strömungsform

x	ρ_l	ρ_v	\dot{m}	η_l	η_v	d
-	kg/m ³	kg/m ³	kg/s	Pas	Pas	m
0,0132	898,7148	110,5583	36,2105	0,0000456	0,0000157	0,012

Tabelle 14: Ergebnisse der Berechnung für die Strömungsform

Strömungsform	Berechnung	Grenzwert
Schichtströmung	379672,3	0,2
Wellenströmung	39,0	$2,4 \cdot 10^{-5}$
Blasenströmung	66,9	0,7

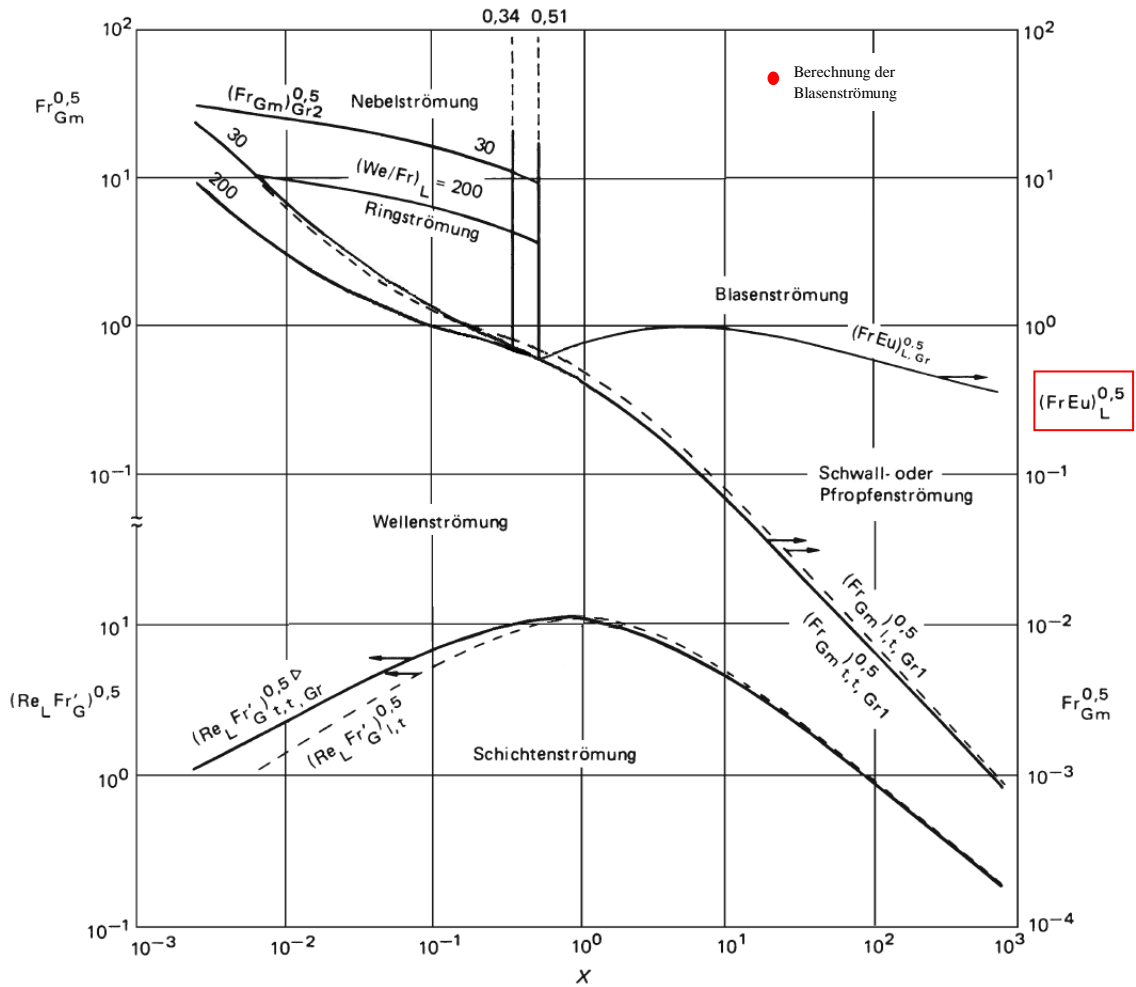


Abbildung 24: Strömungsformkarte für horizontale Rohrströmung [7, p. 900]

Anhang B: Berechnung der Viskosität des Gases nach JOSSI und CHUNG

In diesem Anhang, wird die Berechnung nach JOSSI und CHUNG ausführlich dargestellt. Sie soll die Tabelle 11 in Abschnitt 4.1 näher erläutern. Nachfolgend wird zunächst die Berechnung nach JOSSI für das gasförmige CO₂ aufgeführt:

$$[(\eta_v - \eta_v^{id}) \cdot \xi_T + 1]^{1/4} = 1,0230 + 0,23364 \cdot \rho_r + 0,58533 \cdot \rho_r^2 - 0,40758 \cdot \rho_r^3 + 0,093324 \cdot \rho_r^4 \quad 0.9$$

$$\text{mit } \xi_T = \left[\frac{304,13}{44,0098^3 \cdot \left(\frac{73,773}{1,01325}\right)^4} \right]^{1/6} = 0,0224$$

$$\rho_r = \frac{1}{467,6 \cdot 0,006188} = 0,3456$$

$$\begin{aligned} \eta_v^{id} &= -1,8024 \cdot 10^{-6} + 6,5989 \cdot 10^{-8} \cdot T - 3,7108 \cdot 10^{-11} \cdot T^2 \\ &\quad + 1,586 \cdot 10^{-14} \cdot T^3 - 3 \cdot 10^{-18} \cdot T^4 \\ &= 1,449 \cdot 10^{-5} \text{ Pas} \triangleq 144,9 \mu\text{P} \end{aligned}$$

$$\eta_{v,JOSSI} = 179,651 \mu\text{P} \triangleq 1,797 \cdot 10^{-5} \text{ Pas}$$

$$f_{JOSSI} = \left(\frac{0,00001797}{0,00001695} - 1 \right) \cdot 100\% = 5,978\%$$

Die Berechnung für gasförmiges CO₂ nach der Methode von CHUNG ist in dem

Beispiel 0.10 dargestellt. Hierfür wird außerdem die Tabelle 1 aus der Theorie verwendet. Die Koeffizienten $E_1 - E_{10}$ werden mit der hier aufgeführten Tabelle bestimmt. Hierfür wird lediglich das zuvor berechnete ω benötigt. μ_r und κ können ausgeschlossen werden, da es sich bei CO_2 nicht um ein stark polares Molekül handelt und es kein Dipolmoment besitzt.

$$\eta_v = \eta^* \cdot \frac{36,344 \cdot (44,0098 \cdot 304,13)^{1/2}}{\frac{44,0098 \cdot 1000^{2/3}}{467,6}} = 180,9 \mu\text{P} \triangleq 1,809 \cdot 10^{-5} \text{ Pas} \quad 0.10$$

$$\text{mit } \eta^* = \frac{(T^*)^{1/2}}{\Omega_v} \cdot [F_c \cdot (G_2^{-1} - 4,329 \cdot y)] + \eta^{**} = 0,890$$

$$T^* = 1,2593 \cdot \frac{288,15}{304,13} = 1,19$$

$$\begin{aligned} \Omega_v &= 1,16145 \cdot (T^*)^{-0,14874} + 0,52487 \cdot \exp[-0,7732 \cdot T^*] \\ &\quad + 2,16178 \cdot \exp[-2,43787 \cdot T^*] \\ &= 1,46 \end{aligned}$$

$$F_c = 1 - 0,2756 \cdot 0,1938 = 0,9466$$

$$y = \frac{\rho \cdot V_c}{6} = 0,0565 \text{ und } G_1 = \frac{1 - 0,5 \cdot y}{(1 - y)^3} = 1,157$$

$$\begin{aligned} G_2 &= \frac{16,093 \cdot \frac{1 - e^{-14,005 \cdot y}}{y} + 0,000986 \cdot G_1 \exp[-21,22 \cdot y] + 54,543 \cdot G_1}{16,093 \cdot 14,005 + 0,000986 + 54,543} \\ &= 0,7817 \end{aligned}$$

$$\eta^{**} = 24,944 \cdot y^2 \cdot G_2 \cdot e^{[1,014 - 0,225 \cdot (T^*)^{-1} + 0,136 \cdot (T^*)^{-2}]} = 0,156$$

$$f_{\text{CHUNG}} = \left(\frac{0,00001809}{0,00001695} - 1 \right) \cdot 100\% = 6,711\%$$

Anhang C: Rohrtabelle für Testberechnung einer erstellten CO₂-Löschanlage

Rohr-Nr.	RP 1	RP 2	Nennweite	Länge	Höhe	Verbindung
[-]	[-]	[-]	[-]	[m]	[m]	[-]
1	0	1	12	2,0	0,0	F
2	1	2	65	4,0	0,0	R
3	2	3	65	14,0	0,0	R
4	3	4	32	3,0	3,0	TAA
5	4	5	32	4,0	0,0	BW
6	5	6	32	2,0	0,0	BW
7	6	7	32	4,0	0,0	TAD
8	7	8	32	4,0	0,0	TAD
9	8	9	32	4,0	0,0	TAD
10	9	10	32	4,0	0,0	TAD
11	10	11	20	4,0	0,0	TAD
12	11	17	20	0,1	-0,1	BW
13	10	16	20	0,1	-0,1	TAA
14	9	15	20	0,1	-0,1	TAA
15	8	14	20	0,1	-0,1	TAA
16	7	13	20	0,1	-0,1	TAA
17	6	12	20	0,1	-0,1	TAA
18	3	18	32	0,5	0,0	TAD
19	18	19	32	4,0	0,0	TAA
20	19	20	32	8,0	0,0	TAD
21	20	21	20	8,0	0,0	TAD
22	21	24	20	0,1	0,0	BW
23	20	23	20	0,1	0,0	TAA
24	19	22	20	0,1	0,0	TAA
25	18	25	32	6,5	0,0	TAD
26	25	26	32	4,0	0,0	BW
27	26	27	32	8,0	0,0	TAD
28	27	28	20	8,0	0,0	TAD
29	28	31	20	0,1	0,0	BW
30	27	30	20	0,1	0,0	TAA
31	26	29	20	0,1	0,0	TAA

Anhang D: Druckverlustberechnung der Testlöschanlage nach NFPA 12

Massenstrom \dot{m}	Gesamtlänge L	Druck RP_1	Gasanteil x	Spezifisches Volumen v	Strömungsgeschw. w	Temperatur T	Druck RP_2
[kg/min]	[m]	[Pa]	[-]	[m ³ /kg]	[m/s]	[°C]	[Pa]
709,2	2,00	5170000	0,009	$1,265 \cdot 10^{-3}$	8,262	14,53	5042678
709,2	61,40	5042678	0,011	$1,273 \cdot 10^{-3}$	4,550	14,43	5030478
709,2	75,60	5030478	0,016	$1,297 \cdot 10^{-3}$	4,636	14,15	4996517
354,6	18,54	4996517	0,026	$1,348 \cdot 10^{-3}$	7,824	13,57	4926989
354,6	23,45	4926989	0,036	$1,399 \cdot 10^{-3}$	8,123	12,99	4857874
354,6	26,40	4857874	0,042	$1,432 \cdot 10^{-3}$	8,313	12,63	4815052
295,5	42,52	4815052	0,048	$1,465 \cdot 10^{-3}$	7,089	12,26	4772048
236,4	71,85	4772048	0,052	$1,492 \cdot 10^{-3}$	5,773	11,98	4738841
177,3	132,74	4738841	0,054	$1,505 \cdot 10^{-3}$	4,368	11,84	4722437
118,2	305,84	4722437	0,056	$1,513 \cdot 10^{-3}$	2,928	11,75	4712152
59,1	90,36	4712152	0,059	$1,536 \cdot 10^{-3}$	4,092	11,50	4683316
59,1	91,68	4683316	0,061	$1,543 \cdot 10^{-3}$	4,109	11,43	4675347
59,1	87,43	4712152	0,057	$1,522 \cdot 10^{-3}$	4,053	11,65	4701066
59,1	85,76	4722437	0,056	$1,514 \cdot 10^{-3}$	4,032	11,74	4711055
59,1	82,38	4738841	0,053	$1,498 \cdot 10^{-3}$	3,989	11,91	4731191
59,1	77,27	4772048	0,049	$1,474 \cdot 10^{-3}$	3,925	12,17	4761192
59,1	68,58	4815052	0,042	$1,435 \cdot 10^{-3}$	3,821	12,60	4811463
354,6	14,44	4996517	0,018	$1,306 \cdot 10^{-3}$	7,585	14,04	4983803
177,3	66,28	4983803	0,021	$1,324 \cdot 10^{-3}$	3,845	13,84	4958853
118,2	157,57	4958853	0,023	$1,333 \cdot 10^{-3}$	2,580	13,74	4946889
59,1	51,94	4946889	0,029	$1,364 \cdot 10^{-3}$	3,633	13,38	4904380
59,1	53,51	4904380	0,030	$1,371 \cdot 10^{-3}$	3,650	13,31	4895744
59,1	45,01	4946889	0,024	$1,337 \cdot 10^{-3}$	3,560	13,70	4941931
59,1	43,15	4958853	0,022	$1,329 \cdot 10^{-3}$	3,541	13,78	4951931
177,3	67,18	4983803	0,022	$1,327 \cdot 10^{-3}$	3,851	13,81	4955791
177,3	71,04	4955791	0,024	$1,336 \cdot 10^{-3}$	3,879	13,70	4942645
118,2	170,84	4942645	0,026	$1,348 \cdot 10^{-3}$	2,608	13,57	4926891
59,1	55,65	4926891	0,032	$1,379 \cdot 10^{-3}$	3,674	13,21	4883962
59,1	57,15	4883962	0,033	$1,386 \cdot 10^{-3}$	3,690	13,14	4875744
59,1	48,72	4926891	0,027	$1,351 \cdot 10^{-3}$	3,599	13,53	4921940
59,1	46,87	4942645	0,025	$1,344 \cdot 10^{-3}$	3,579	13,61	4931931

Anhang E: Druckverlustberechnung der Testlöschanlage mit nachgebildetem MS-DOS Programm

Massenstrom \dot{m}	Gesamtlänge L	Druck RP_1	Gasanteil x	Spezifisches Volumen v	Strömungsgeschw. w	Temperatur T	Druck RP_2
[kg/min]	[m]	[Pa]	[-]	[m ³ /kg]	[m/s]	[°C]	[Pa]
709,2	6,50	3982111	0,051	$1,552 \cdot 10^{-3}$	10,11	0,62	3548808
709,2	4,00	3548808	0,052	$1,563 \cdot 10^{-3}$	5,59	0,52	3539104
709,2	14,00	3539104	0,057	$1,609 \cdot 10^{-3}$	5,75	0,09	3499078
354,6	5,30	3499078	0,069	$1,738 \cdot 10^{-3}$	10,08	-1,10	3390449
354,6	5,10	3390449	0,079	$1,856 \cdot 10^{-3}$	10,77	-2,13	3297243
354,6	3,10	3297243	0,085	$1,935 \cdot 10^{-3}$	11,23	-2,82	3237109
295,5	4,70	3237109	0,091	$2,023 \cdot 10^{-3}$	9,79	-3,55	3173001
236,4	4,70	3173001	0,096	$2,082 \cdot 10^{-3}$	8,06	-4,04	3130811
177,3	4,70	3130811	0,098	$2,117 \cdot 10^{-3}$	6,15	-4,33	3106480
118,2	4,70	3106480	0,099	$2,132 \cdot 10^{-3}$	4,13	-4,45	3095974
59,1	4,43	3095974	0,103	$2,187 \cdot 10^{-3}$	5,82	-4,89	3058598
59,1	0,77	3058598	0,104	$2,197 \cdot 10^{-3}$	5,85	-4,97	3095974
59,1	1,50	3095974	0,100	$2,151 \cdot 10^{-3}$	5,73	-4,60	3106480
59,1	1,50	3106480	0,099	$2,135 \cdot 10^{-3}$	5,69	-4,47	3130811
59,1	1,50	3130811	0,097	$2,099 \cdot 10^{-3}$	5,59	-4,18	3173001
59,1	1,50	3173001	0,092	$2,036 \cdot 10^{-3}$	5,43	-3,67	3237109
59,1	1,50	3237109	0,086	$1,947 \cdot 10^{-3}$	5,20	-2,92	3499078
354,6	1,20	3499078	0,059	$1,634 \cdot 10^{-3}$	9,48	-0,15	3477354
177,3	6,30	3477354	0,062	$1,662 \cdot 10^{-3}$	4,83	-0,41	3453400
118,2	8,70	3453400	0,064	$1,681 \cdot 10^{-3}$	3,25	-0,58	3437787
59,1	8,43	3437787	0,070	$1,749 \cdot 10^{-3}$	4,66	-1,20	3381482
59,1	0,77	3381482	0,070	$1,756 \cdot 10^{-3}$	4,68	-1,26	3437787
59,1	1,50	3437787	0,065	$1,693 \cdot 10^{-3}$	4,51	-0,68	3453400
59,1	1,50	3453400	0,063	$1,673 \cdot 10^{-3}$	4,46	-0,51	3477354
177,3	7,20	3477354	0,062	$1,666 \cdot 10^{-3}$	4,84	-0,44	3450398
177,3	5,10	3450398	0,064	$1,691 \cdot 10^{-3}$	4,91	-0,67	3429390
118,2	8,70	3429390	0,066	$1,710 \cdot 10^{-3}$	3,31	-0,84	3413782
59,1	8,43	3413782	0,072	$1,781 \cdot 10^{-3}$	4,74	-1,47	3356471
59,1	0,77	3356471	0,073	$1,787 \cdot 10^{-3}$	4,76	-1,53	3413782
59,1	1,50	3413782	0,067	$1,722 \cdot 10^{-3}$	4,58	-0,95	3429390
59,1	1,50	3429390	0,065	$1,702 \cdot 10^{-3}$	4,53	-0,77	3420077

Anhang F: Druckverlustberechnung der Testlöschanlage nach VdS 2093

Massenstrom \dot{m}	Gesamtlänge L	Druck RP_1	Gasanteil x	Spezifisches Volumen v	Strömungsgeschw. w	Temperatur T	Druck RP_2
[kg/min]	[m]	[Pa]	[-]	[m ³ /kg]	[m/s]	[°C]	[Pa]
709,2	6,50	3982111	0,012	$1,203 \cdot 10^{-3}$	7,57	4,01	3877326
709,2	4,00	3877326	0,013	$1,210 \cdot 10^{-3}$	4,31	3,91	3868029
709,2	14,00	3868029	0,016	$1,238 \cdot 10^{-3}$	4,37	3,58	3834470
354,6	5,30	3834470	0,029	$1,340 \cdot 10^{-3}$	7,48	2,38	3716499
354,6	5,10	3716499	0,037	$1,418 \cdot 10^{-3}$	8,00	1,48	3630331
354,6	3,10	3630331	0,043	$1,471 \cdot 10^{-3}$	8,39	0,87	3572501
295,5	4,70	3572501	0,049	$1,535 \cdot 10^{-3}$	7,27	0,16	3506258
236,4	4,70	3506258	0,053	$1,580 \cdot 10^{-3}$	6,03	-0,33	3460535
177,3	4,70	3460535	0,056	$1,607 \cdot 10^{-3}$	4,63	-0,62	3433527
118,2	4,70	3433527	0,057	$1,619 \cdot 10^{-3}$	3,12	-0,76	3421200
59,1	4,43	3421200	0,061	$1,664 \cdot 10^{-3}$	4,37	-1,23	3378044
59,1	0,77	3378044	0,061	$1,667 \cdot 10^{-3}$	4,44	-1,27	3421200
59,1	1,50	3421200	0,057	$1,625 \cdot 10^{-3}$	4,32	-0,81	3433527
59,1	1,50	3433527	0,056	$1,612 \cdot 10^{-3}$	4,29	-0,68	3460535
59,1	1,50	3460535	0,054	$1,584 \cdot 10^{-3}$	4,21	-0,37	3506258
59,1	1,50	3506258	0,049	$1,538 \cdot 10^{-3}$	4,09	0,13	3572501
59,1	1,50	3572501	0,043	$1,473 \cdot 10^{-3}$	3,92	0,85	3834470
354,6	1,20	3834470	0,018	$1,252 \cdot 10^{-3}$	7,23	3,41	3818109
177,3	6,30	3818109	0,020	$1,271 \cdot 10^{-3}$	3,66	3,19	3796032
118,2	8,70	3796032	0,022	$1,283 \cdot 10^{-3}$	2,47	3,05	3782126
59,1	8,43	3782126	0,027	$1,327 \cdot 10^{-3}$	3,47	2,53	3731658
59,1	0,77	3731658	0,027	$1,328 \cdot 10^{-3}$	3,54	2,52	3782126
59,1	1,50	3782126	0,022	$1,284 \cdot 10^{-3}$	3,42	3,04	3796032
59,1	1,50	3796032	0,020	$1,272 \cdot 10^{-3}$	3,39	3,18	3818109
177,3	7,20	3818109	0,021	$1,274 \cdot 10^{-3}$	3,67	3,16	3792820
177,3	5,10	3792820	0,023	$1,290 \cdot 10^{-3}$	3,72	2,97	3774342
118,2	8,70	3774342	0,024	$1,302 \cdot 10^{-3}$	2,51	2,82	3759998
59,1	8,43	3759998	0,029	$1,348 \cdot 10^{-3}$	3,53	2,29	3707878
59,1	0,77	3707878	0,030	$1,349 \cdot 10^{-3}$	3,59	2,28	3759998
59,1	1,50	3759998	0,024	$1,303 \cdot 10^{-3}$	3,47	2,81	3774342
59,1	1,50	3774342	0,023	$1,291 \cdot 10^{-3}$	3,44	2,96	3776977