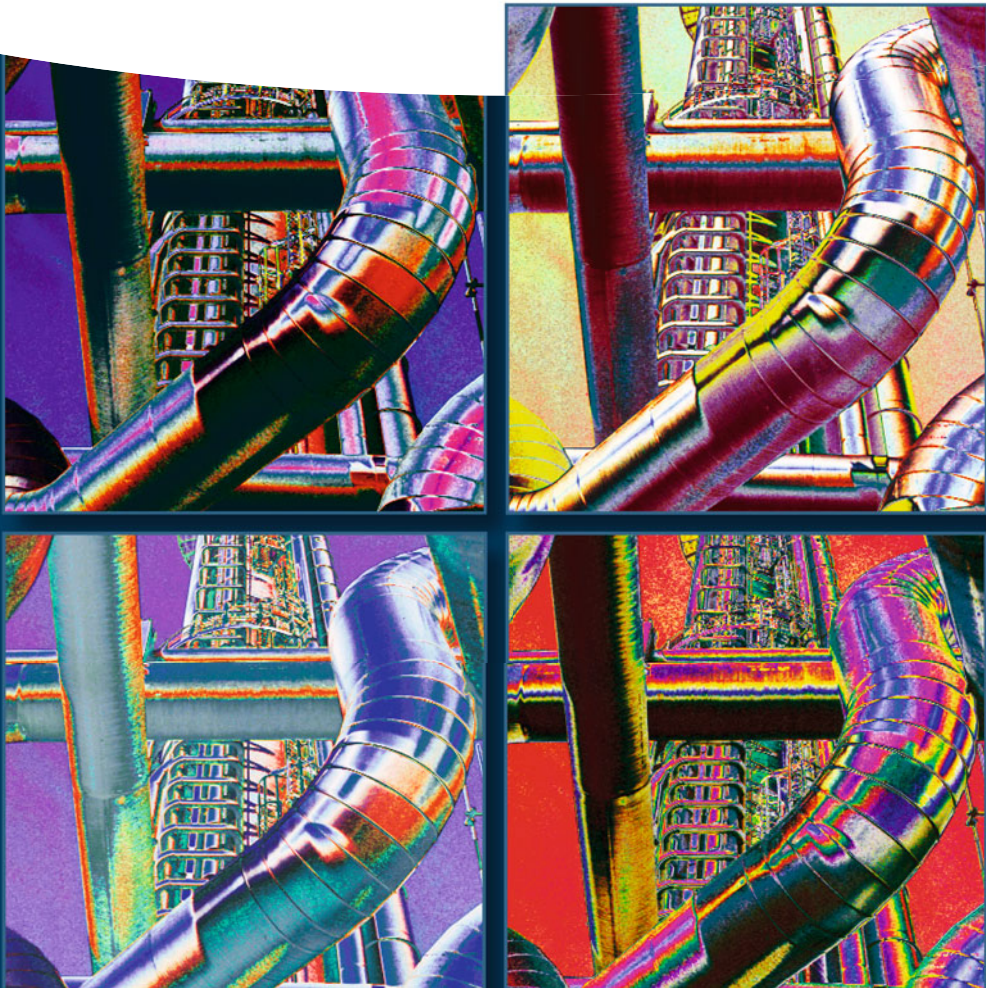


Klaus Sattler und Till Adrian

Thermische Trennverfahren

Aufgaben und Auslegungsbeispiele

Zweite, vollständig überarbeitete
und erweiterte Auflage



Klaus Sattler und Till Adrian

Thermische Trennverfahren

Klaus Sattler und Till Adrian

Thermische Trennverfahren

Aufgaben und Auslegungsbeispiele

2. Auflage

WILEY-VCH
Verlag GmbH & Co. KGaA

Autoren

Klaus Sattler

Geierstr. 7
68782 Brühl

Till Adrian

Hochschule Mannheim
Institut für Thermische Verfahrenstechnik
Paul-Wittsack-Str. 10
68163 Mannheim

Alle Bücher von Wiley-VCH werden sorgfältig erarbeitet. Dennoch übernehmen Autoren, Herausgeber und Verlag in keinem Fall, einschließlich des vorliegenden Werkes, für die Richtigkeit von Angaben, Hinweisen und Ratschlägen sowie für eventuelle Druckfehler irgendeine Haftung.

Bibliografische Information der Deutschen Nationalbibliothek

Die Deutsche Nationalbibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über <http://dnb.d-nb.de> abrufbar.

© 2016 WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Boschstr. 12, 69469 Weinheim, Germany

Alle Rechte, insbesondere die der Übersetzung in andere Sprachen, vorbehalten. Kein Teil dieses Buches darf ohne schriftliche Genehmigung des Verlages in irgendeiner Form – durch Photokopie, Mikroverfilmung oder irgendein anderes Verfahren – reproduziert oder in eine von Maschinen, insbesondere von Datenverarbeitungsmaschinen, verwendbare Sprache übertragen oder übersetzt werden. Die Wiedergabe von Warenbezeichnungen, Handelsnamen oder sonstigen Kennzeichen in diesem Buch berechtigt nicht zu der Annahme, dass diese von jedermann frei benutzt werden dürfen. Vielmehr kann es sich auch dann um eingetragene Warenzeichen oder sonstige gesetzlich geschützte Kennzeichen handeln, wenn sie nicht eigens als solche markiert sind.

Umschlaggestaltung Formgeber, Mannheim
Satz le-tex publishing services GmbH, Leipzig, Deutschland

Print ISBN 978-3-527-33896-2
ePDF ISBN 978-3-527-69183-8
ePub ISBN 978-3-527-69179-1
Mobi ISBN 978-3-527-69180-7

Gedruckt auf säurefreiem Papier.

Für Max und Lulu, die sich fragen, was ich den ganzen Tag mache.

Inhaltsverzeichnis

Vorwort zur 1. Auflage *XI*

Vorwort zur 2. Auflage *XIII*

Die Autoren *XV*

1	Grundlagen	<i>1</i>
	Aufgabe 1.1	
	Dichten und Konzentrationsangaben für Gemische	<i>2</i>
	Aufgabe 1.2	
	Stoffbilanzen	<i>9</i>
	Aufgabe 1.3	
	Energiebilanz	<i>19</i>
	Aufgabe 1.4	
	Phasengleichgewicht Flüssigphase-Flüssigphase, Nernst'scher Verteilungssatz	<i>25</i>
	Aufgabe 1.5	
	Phasengleichgewicht Dampfphase-Flüssigphase für Einkomponentensysteme, Clausius-Clapeyron-Gleichung	<i>35</i>
	Aufgabe 1.6	
	Phasengleichgewicht Dampfphase-Flüssigphase für Mehrkomponentensysteme, Raoult'sches Gesetz	<i>38</i>
	Aufgabe 1.7	
	Phasengleichgewicht Dampfphase-Flüssigphase für Mehrkomponentensysteme, verallgemeinertes Raoult'sches Gesetz	<i>43</i>
	Aufgabe 1.8	
	Phasengleichgewicht Gasphase-Flüssigphase, Gaslöslichkeit, Henry'sches Gesetz	<i>50</i>
	Aufgabe 1.9	
	Phasengleichgewicht Gasphase-Festphase, Adsorptionsisothermen, Langmuir-Ansatz	<i>55</i>

	Aufgabe 1.10	
	Konzentrierung, Dampfdruckerniedrigung, Siedepunktserhöhung und Gefrierpunktserniedrigung von Lösungen	59
	Aufgabe 1.11	
	Lösungsenthalpie, Kristallisationsenthalpie	69
	Aufgabe 1.12	
	Konsistenzprüfung, Trennfaktor (relative Flüchtigkeit)	72
	Aufgabe 1.13	
	Mindesttrennarbeit	86
	Aufgabe 1.14	
	Phasengleichgewicht Dampfphase-Flüssigphase für Einkomponentensysteme, kubische Zustandsgleichungen	89
	Aufgabe 1.15	
	Phasengleichgewicht Dampfphase-Flüssigphase für Zweikomponentensysteme, kubische Zustandsgleichungen	108
	Literatur	122
2	Destillation, Rektifikation	123
	Aufgabe 2.1	
	Diskontinuierliche, einstufige Destillation	123
	Aufgabe 2.2	
	Kontinuierlich betriebene, einstufige, offene Destillation	139
	Aufgabe 2.3	
	Wasserdampfdestillation	149
	Aufgabe 2.4	
	Einstufige kontinuierliche geschlossene Destillation	156
	Aufgabe 2.5	
	Partialkondensation aus Gemischen mit Inertgas	160
	Aufgabe 2.6	
	Rektifikation eines Zweistoffgemischs, Kolonnenbilanzierung	166
	Aufgabe 2.7	
	Rektifikation eines Zweistoffgemischs, Mindestrücklaufverhältnis und Kolonnenstufenzahl	175
	Aufgabe 2.8	
	Bestimmung des Kolonnendurchmessers einer Rektifikations- bzw. Absorptionsbodenkolonne	191
	Aufgabe 2.9	
	Bestimmung des Kolonnendurchmessers einer Rektifikations- bzw. Absorptionskolonne – Füllkörper- oder Packungskolonnen	205
	Literatur	218
3	Absorption	219
	Aufgabe 3.1	
	Simultane Absorption von verschiedenen Gasen durch ein Lösungsmittel – Berechnung der Gaslöslichkeit	219

	Aufgabe 3.2	
	Chemisorption	224
	Aufgabe 3.3	
	Diffusionskoeffizienten für die Diffusion in der Gasphase	233
	Aufgabe 3.4	
	Diffusionskoeffizienten für die Diffusion in der Flüssigphase	235
	Aufgabe 3.5	
	Bilanzierung eines Gegenstromabsorbers, Mengen- und Energiebilanz	236
	Aufgabe 3.6	
	Absorberdurchmesser einer Füllkörperkolonne	252
	Aufgabe 3.7	
	Absorberbodenzahl	256
	Aufgabe 3.8	
	Stoffdurchgangskoeffizient und HTU-Wert	261
	Aufgabe 3.9	
	Füllkörperschütthöhe eines Gegenstromabsorbers, HTU-NTU-Konzept	267
	Aufgabe 3.10	
	Gasseitiger Punktwirkungsgrad, Bodenwirkungsgrad nach Murphree und Kolonnenwirkungsgrad	273
	Literatur	279
4	Adsorption	281
	Aufgabe 4.1	
	Adsorbensbedarf, Enthalpiebilanz	281
	Aufgabe 4.2	
	Absorberdurchmesser, Adsorberschütthöhe	290
	Literatur	294
5	Thermische Trocknung	295
	Aufgabe 5.1	
	h , X -Diagramm nach Mollier, Taupunkt, Wärmebedarf beim Aufheizen eines feuchten Luftstroms	295
	Aufgabe 5.2	
	h , X -Diagramm nach Mollier, Mischung von Feuchtluftströmen	305
	Aufgabe 5.3	
	h , X -Diagramm nach Mollier, Zumischen von reiner Feuchte zu Feuchtluft	308
	Aufgabe 5.4	
	h , X -Diagramm nach Mollier, Änderung des Bezugszustandes	313
	Aufgabe 5.5	
	Feuchtemessung, Aßmann'sches Aspirationspsychrometer	315
	Aufgabe 5.6	
	Einstufige Konvektionstrocknung	319

Aufgabe 5.7

Umlufttrocknung 326

Aufgabe 5.8

Stufentrocknung 329

Aufgabe 5.9

Trocknungszeit (Trocknungsdauer) 332

Aufgabe 5.10

Überschlägige Auslegung eines Trommeltrockners 336

Literatur 340

6 Extraktion 341

Aufgabe 6.1

Mehrstufige Extraktion im Kreuzstrom 341

Aufgabe 6.2

Mehrstufige Extraktion im Gegenstrom 352

Aufgabe 6.3

Extraktorauslegung, Füllkörperkolonne 363

Aufgabe 6.4

Extraktorauslegung, *Rotating Disc Contactor* RDC 369

Literatur 376

7 Lösungskonzentrierung, Kristallisation 377

Aufgabe 7.1

Lösungskonzentrierung durch Entspannungsverdampfung 377

Aufgabe 7.2

Kristallisatertrag, Energiebilanz 381

Aufgabe 7.3

Kristallisatorauslegung, klassierender Kristallisor 388

Anhang A Verzeichnis der Excel-Rechenblätter und Software 395

**Anhang B Häufig verwendete Formelzeichen und zugehörige
übliche Einheiten 401**

Stichwortverzeichnis 409

Vorwort zur 1. Auflage

Mit dem vorliegenden Aufgabenbuch ist nun die seit längerer Zeit angekündigte, vollständig überarbeitet und umfangreich erweiterte Sammlung von komplett durchgerechneten Aufgaben zum Themenkomplex Thermische Trennverfahren verfügbar. Aufbauend auf dem seit einigen Jahren vergriffenen Buch „Thermische Trennverfahren, Aufgaben und Lösungen, Auslegungsbeispiel, Vogel-Verlag, Würzburg 1979“ von K. Sattler, orientiert sich das vorliegende Werk sowohl in fachlicher Gliederung als auch in Benennung von Variablen streng an dem seit langem etablierten Fachbuch „Thermische Trennverfahren“ von Klaus Sattler aus dem Verlag Wiley-VCH und stellt damit die ideale Ergänzung zum vertiefenden Studium der Materie dar. Die Bearbeitung der Aufgaben geschieht zweistufig. Zunächst wird der Lösungsweg anhand der relevanten mathematischen Gleichungen skizziert. Dabei werden stets Bezüge zum genannten Fachbuch hergestellt. Wo nötig, werden Formeln nochmals hergeleitet, um die Konsequenzen von vereinfachenden Annahmen zu demonstrieren. Dennoch ist der theoretische Teil sehr knapp gehalten. Im zweiten Schritt werden die Zahlenrechnungen durchgeführt, vereinfachende Annahmen stufenweise eliminiert und die Ergebnisse diskutiert.

Mit den insgesamt 50 umfangreichen Aufgaben und Auslegungsbeispielen hilft das Buch, praxisrelevante Vorgehensweisen im industriellen Umfeld zu verstehen. Die Schritt für Schritt abgehandelten Beispiele reichen von der Aufgabenstellung am Beginn eines Projektes über die thermodynamische Auslegung bis hin zur fluiddynamischen Dimensionierung der Apparate. Zur Lösung der Aufgaben kommen neben den didaktisch wertvollen „Papier- und Bleistiftmethoden“ auch moderne Prozesssimulations-Werkzeuge und praxisgängige Programme zur Apparatedimensionierung zum Einsatz. Der Leser gewinnt so ein Gefühl, an welchen Stellen überschlägige Rechnungen sinnvolle sind und bei welchen Problemen eine rigorosere Betrachtung nötig ist.

Die Zahlenrechnungen können für die überwiegende Zahl der Aufgaben auch anhand der mitgelieferten MS-EXCEL-Arbeitsblättern nachvollzogen werden, die sich auf der beiliegenden CD-ROM befinden. Ohne zusätzlichen Aufwand können damit Parameterstudien durchgeführt werden, in dem z. B. der Zahlenwert für einen Lösungsmittelstrom bei einer Extraktion oder für das Rücklaufverhältnis bei einer Rectifikation verändert wird und man direkt die Auswirkungen

auf die Ergebnisse für die benötigte Anzahl theoretische Stufen oder die Produktreinheit angezeigt bekommt. Meist sind die Auswirkungen auch unmittelbar in einer graphischen Darstellung in Form eines MS-EXCEL-Diagramms sichtbar. Insbesondere für die wirtschaftliche Optimierung sind solche Parameterstudien heutzutage unumgänglich, da sie den Zusammenhang zwischen energetischem und apparativem Aufwand darstellen und so das gesamtwirtschaftliche Optimum finden lassen.

Die MS-EXCEL-Arbeitsblätter sind universell einsetzbar und nicht auf die Bearbeitung der Übungsaufgaben beschränkt. So erlaubt beispielsweise das interaktive McCabe-Thiele-Diagramm die Darstellung einer Rektifikation für binäre Gemische mit beliebigen Trennfaktoren und bei beliebigem Rücklaufverhältnis. Weitere Beispiele sind Werkzeuge zur wechselseitige Umrechnung von Konzentration von Gemischen in 7 alternative Konzentrationsmaße, die Anpassung von NRTL-Wechselwirkungsparametern an experimentelle Daten für das Dampf-Flüssig-Phasengleichgewicht oder ein interaktives und beliebig skalierbares h, X -Diagramm nach Mollier zur Darstellung von Trocknungsvorgängen mit frei wählbarem Lösungsmittel. Können Gleichungssätze nicht analytisch gelöst werden, so wird das in MS-EXCEL integrierte numerische Werkzeug Solver verwendet, um die Lösung auf einfache Weise iterativ zu ermitteln.

Im Textteil werden die Zahlenwerte mit deutlich mehr Nachkommastellen angegeben, als es die Genauigkeit der Stoffwerte und die Verwendung vereinfachender Annahmen rechtfertigen. Grund hierfür ist die Vergleichbarkeit mit den Ergebnissen der Berechnungen in den mitgelieferten MS-EXCEL-Blättern, bei denen keine erkennbaren Rundungsfehler auftreten.

Nicht zuletzt gilt es zahlreichen Personen zu danken, die das Gelingen des vorliegenden Buches unterstützt haben. Dies sind zum einen die Mitarbeiter von Lektorat und Herstellung der WILEY-VCH Verlags GmbH, namentlich Frau Karin Sora und den Herren Rainer Münz und Hans-Jochen Schmitt. Großer Dank gebührt Herrn Fritz Adrian für die sorgfältige Durchsicht des Manuskripts. Danken möchten wir auch jenen Firmen, die Bild und Informationsmaterial beigesteuert haben, insbesondere der Firma RASCHIG GmbH und hier Herrn Prof. Dr.-Ing. Michael Schultes, der es ermöglichte, das Programmpaket WINSORP zur Auslegung von Füllkörper- und Packungskolonnen auf der beiliegenden CD-ROM zur Verfügung zu stellen.

Vorwort zur 2. Auflage

Nachdem die erste Auflage der „Thermischen Trennverfahren – Aufgaben und Auslegungsbeispiele“ in der Praxis und im Hochschulbetrieb sehr gut aufgenommen wurde und mittlerweile vergriffen ist, liegt jetzt eine überarbeitete, aktualisierte und erweiterte Neuauflage vor.

Das Grundlagenkapitel, in dem insbesondere die Berechnung und Korrelation von Phasengleichgewichten behandelt wird, ist um zwei Aufgaben ergänzt worden. Dabei wird die Berechnung von Dampf-Flüssigkeits-Phasengleichgewichten von Reinstoffen und binären Mischungen mit Hilfe von kubischen Zustandsgleichungen gezeigt. Der dabei zu bewältigende numerische Aufwand ist im Vergleich zu den anderen Aufgaben relativ groß. Zur Lösung stehen, wie in der ersten Auflage erfolgreich praktiziert, wiederum leicht zu bedienende MS-EXCEL-Arbeitsblätter zur Verfügung. Die Arbeitsblätter sind nicht auf die Berechnung der in den Aufgaben vorgegebenen Stoffsysteme beschränkt, sondern können unter Vorgabe der entsprechenden Reinstoffparameter universell für beliebige Stoffsysteme eingesetzt werden. Anders als bei der ersten Auflage liegt keine CD-ROM mehr bei.

Die Arbeitsblätter lassen sich jetzt über den button "Zusatzmaterial" unter Verwendung des folgenden links herunterladen:

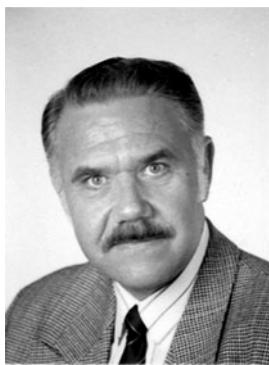
www.wiley-vch.de/publish/dt/books/ISBN978-3-527-33896-2/

Die aktuellste Programmversion der in einigen Aufgaben verwendeten Software WINSORP ist auf Anfrage kostenfrei bei der Firma RASCHIG GmbH, Ludwigshafen erhältlich. Nicht zuletzt gilt es zahlreichen Personen zu danken, die das Gelingen des vorliegenden Buches unterstützt haben. Dies sind vor allem die Mitarbeiter von Lektorat und Herstellung der WILEY-VCH Verlags GmbH, namentlich Frau Stefanie Volk, Hr. Ulf Scheffler und Frau Elke Maase. Danken möchten wir auch jenen Firmen, die Bild und Informationsmaterial beige-steuert haben.

Mannheim, im Dezember 2015

Klaus Sattler, Till Adrian

Die Autoren



Klaus Sattler studierte von 1958 bis 1963 Verfahrenstechnik in Karlsruhe. Er befasste sich anschließend als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl von Prof. Kirschbaum mit Problemen des Wärme- und Stoffaustausches. Es folgten Tätigkeiten im internationalen Großchemieanlagenbau als Projektleiter und in Stabsfunktion Technische Koordinierung beim Vorstand. Er wurde 1969 als Professor an die Fachhochschule für Technik und Gestaltung in Mannheim berufen, wo er bis 2002 u.a. die Arbeitsbereiche Thermische Verfahrenstechnik, Anlagenbau und Umwelt-

schutz/Entsorgungstechnik in Lehre, Forschung und im Rahmen von Ingenieurberatungen und Gutachten vertrat. Er war darüber hinaus Gastdozent an der Berufsakademie Mannheim, Seminarleiter und Dozent bei Institutionen für die berufliche Weiterbildung wie dem Haus der Technik in Essen und nahm Lehraufträge im Ausland wahr.

Prof. Sattler verfasste Fachbücher zur Thermischen Verfahrenstechnik und zum Anlagenbau, die inzwischen als Standardwerke für Lehre und Praxis zum jeweiligen Fachgebiet angesehen werden. Dazu kam die Herausgabe einer Fachbuchreihe „Umweltschutz, Entsorgungstechnik“.



Till Adrian lehrt an der Hochschule Mannheim als Nachfolger von Prof. Sattler seit 2002 die Fächer Thermische Verfahrenstechnik, Thermodynamik der Gemische, Prozesssimulation, Anlagenprojektierung und Verfahrensentwicklung. Er studierte von 1988–1993 Verfahrenstechnik an der Universität Karlsruhe und an der University of Minnesota, Minneapolis USA. Nach einer Promotion auf dem Gebiet der Technischen Thermodynamik an der Universität Kaiserslautern trat er 1997 in die Technische Entwicklung der BASF SE Ludwigshafen ein. Seine Betätigungsfelder waren hier insbesondere

die Prozesssimulation von Gesamtverfahren im Bereich der Grundchemikalien, die Auslegung von Rektifikationsprozessen sowie Planung, Bau und Betrieb von miniplant- und Pilotanlagen für die Verfahrensentwicklung.

1

Grundlagen

Die Auslegung und Beschreibung verfahrenstechnischer Prozesse, insbesondere von Prozessen der thermischen Trennverfahren, setzt die Kenntnisse einiger grundlegender verfahrenstechnischer Konzepte [1.1] voraus, die im Folgenden aufgelistet sind:

- *Beschreibung der Zusammensetzung einer Mischung* aus mehreren Komponenten mithilfe von unterschiedlichen Konzentrationsmaßen. Je nach Aufgabenstellung und Natur des zu betrachtenden Prozesses kann die mathematische Beschreibung durch die geschickte Wahl des Konzentrationsmaßes erheblich vereinfacht werden;
- *Bilanzierung des Prozesses* auf Basis von Massen-, Energie- und ggf. Atom- und Impulsbilanzen (bei chemischen Reaktionen bzw. bei der detaillierten Betrachtung von Strömungen);
- Beschreibung des *Phasengleichgewichtes* zwischen mehreren koexistierenden Phasen;
- Beschreibung der *Kinetik von Ausgleichsvorgängen* in Systemen, die sich nicht im Gleichgewicht befinden (Wärme- und Stoffübertragung).

Im Rahmen dieses Kapitels werden Beispiele zu den oben genannten Konzepten erläutert, wobei insbesondere auf die Beschreibung der Phasengleichgewichte eingegangen wird, die in den Folgekapiteln benötigt werden. Dabei wird intensiv die in der Praxis oft lästige aber unumgängliche Umrechnung von Konzentrationsmaßen geübt.

Zu vielen der folgenden Aufgaben stehen vorbereitete, interaktive EXCEL-Arbeitsblätter zur Verfügung, mit denen die Zahlenrechnungen im Einzelnen nachvollzogen werden können. Darüber hinaus können damit die Rechnungen unter Vorgabe veränderter Stoffwerte und Prozessdaten automatisiert wiederholt werden.

Falls Gleichungen oder Gleichungssysteme analytisch nicht gelöst werden können, so steht dazu das numerische Werkzeug EXCEL-SOLVER zur Verfügung.

Die Arbeitsblätter lassen sich über den button „Zusatzmaterial“ unter Verwendung des folgenden links herunterladen:

www.wiley-vch.de/publish/dt/books/ISBN978-3-527-33896-2/

Aufgabe 1.1**Dichten und Konzentrationsangaben für Gemische**

Excel-Arbeitsblatt vorhanden:

<http://www.wiley-vch.de/publish/dt/books/ISBN978-3-527-33896-2/>.

Ein Hochofengichtgas fällt bei einem Gesamtdruck von 1,2 bar absolut und einer Temperatur von 300 °C an und setzt sich aus 2 Vol.-% Wasserstoff, 30 Vol.-% Kohlenmonoxid, 8 Vol.-% Kohlendioxid und 60 Vol.-% Stickstoff zusammen.

Berechnen Sie

- die Normdichten der Einzelgase und des Gasgemischs,
- die Dichte des Gasgemischs bei Prozessbedingungen,
- die mittlere Molmasse des Gasgemischs,
- die Partialdrücke der Einzelgase,
- die Zusammensetzung des Gasgemischs in Molenbrüchen (nach DIN 1310 auch Stoffmengenanteil) und Massenbrüchen (Massenanteilen),
- die Kohlendioxidmolbeladung, wenn auf das kohlendioxidfreie Restgas (Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Stickstoff) bezogen wird.

Grundlagen und Lösungshinweise**Normzustände**

Der *physikalische Normzustand* ist mit der *Normtemperatur* $T_N = 273,15 \text{ K}$ (0 °C) und mit dem *Normdruck* $p_N = 1,013 25 \text{ bar}$ (1 atm) festgelegt (*standard temperature and pressure*, STP). Zu unterscheiden ist der physikalische Normzustand vom *thermodynamischen Standardzustand* bei 298,15 K (25 °C) und 1,013 25 bar (1 atm). Einige Autoren definieren den thermodynamischen Standardzustand auch bei 298,15 K (25 °C) und 1 bar (*standard ambient temperature and pressure*, SATP) [1.2]. Der thermodynamische Standardzustand wird vor allem in der chemischen Thermodynamik verwendet, da Größen wie z. B. die molare Standardbildungsenthalpie bei thermodynamischen Standardbedingungen tabelliert sind. Bezüglich des Normzustandes ist also Vorsicht geboten, damit keine Verwechslungen oder Missverständnisse auftreten.

Ein ideales Gas nimmt im physikalischen Normzustand (0 °C, 1 atm) ein *Normmolvolumen* von $\bar{V}_N = 22,415 \text{ m}^3/\text{kmol}$ ($\hat{=} 22,415 \text{ l/mol}$) ein. Ein *Normkubikmeter* m_N^3 eines idealen Gases enthält damit eine Stoffmenge von $1/\bar{V}_N = 44,614 \text{ mol}$.¹⁾

Ausgehend von der *Idealgasgleichung* (auch ideale Gasgleichung)

$$p \cdot V = n \cdot \bar{R} \cdot T \quad (1.1)$$

1) In verfahrenstechnischen Fließbildern erfolgt die Quantifizierung eines Gasstroms gerne in Normkubikmeter pro Stunde (m_N^3/h), da damit der Stoffmengenstrom eindeutig definiert ist, was bei bloßer Angabe des Betriebsvolumenstroms nicht der Fall wäre, da dieser temperatur- und druckabhängig ist.

mit dem Systemdruck p , dem Systemvolumen V , der Stoffmenge n und der absoluten (Kelvin-) Temperatur T , errechnet sich bei Kenntnis der universellen (molaren) Gaskonstante, $\bar{R} = 8,314\,47\text{ kJ}/(\text{kmol K})$, das Normvolumen eines idealen Gases $\bar{V}_N$ wie folgt:

$$\begin{aligned}\bar{V}_N &= \frac{V_N}{n} = \frac{\bar{R} \cdot T_N}{p_N} = \frac{8,314\,47 \cdot 273,15}{1,013\,25} \cdot \frac{\frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot \text{K}}{\text{bar}} \\ &= 2241,5 \cdot \frac{10^3 \cdot \text{N} \cdot \text{m}}{\text{kmol} \cdot 10^5 \cdot \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} = 22,415\text{ m}^3/\text{kmol}\end{aligned}\quad (1.2)$$

Dabei ist sowohl $\bar{V}_N$ als auch die Stoffmenge, die einem Normkubikmeter m_N^3 eines idealen Gases entspricht, unabhängig von der Teilchenart und damit Zusammensetzung der Mischung.

Dichten von Gas- und Flüssigkeitsgemischen

Für ein ideales Gas entsprechen die *Volumenanteile* r_i der Komponenten i der Gasphase den Molenbrüchen y_i . Zur Berechnung der *Normdichte der Einzelgase* $\rho_{N,i}$ sowie der *Normdichte der Gasmischung* ρ_N dienen deshalb folgende Beziehungen:

$$\rho_{N,i} = \frac{M_i}{\bar{V}_N} \quad (1.3)$$

$$\rho_N = \sum r_i \cdot \rho_{N,i} = \sum y_i \cdot \rho_{N,i} \quad (1.4)$$

M_i ist dabei die Molmasse der Komponente i .

Durch Einsetzen der Beziehung für die Normdichte der Einzelgase (Gl. (1.3)) lässt sich Gl. (1.4) umformen und man erhält einen weiteren Ausdruck für die Normdichte der Gasmischung ρ_N :

$$\rho_N = \sum y_i \cdot \rho_{N,i} = \sum y_i \cdot \frac{M_i}{\bar{V}_N} = \frac{1}{\bar{V}_N} \cdot \sum (y_i \cdot M_i) = \frac{M}{\bar{V}_N} \quad (1.5)$$

Dabei entspricht M der *mittleren* (scheinbaren) *Molmasse* des Stoffgemischs und berechnet sich wie folgt:

$$M = \sum y_i \cdot M_i \quad (1.6)$$

Zur Umrechnung der Normdichten der Einzelgase $\rho_{N,i}$ bzw. der Gasmischung ρ_N auf die Partialdichte der Einzelgase $\rho_{g,i}$ bzw. auf die Dichte der Gasmischung ρ_g bei Prozessbedingungen (p und T) dient wiederum die Idealgasgleichung:

$$\rho_{g,i} = \rho_{N,i} \cdot \frac{p}{p_N} \cdot \frac{T_N}{T} = \frac{p \cdot M_i}{\bar{R} \cdot T} \quad (1.7)$$

$$\rho_g = \rho_N \cdot \frac{p}{p_N} \cdot \frac{T_N}{T} = \frac{p \cdot M}{\bar{R} \cdot T} \quad (1.8)$$

Die Beziehungen zur Berechnung der *Dichte* der Gasmischung (Gln. (1.5) bzw. (1.8)) sind deshalb so einfach, da für ideale Gase das Normvolumen $\bar{V}_N$ unabhängig von der Teilchenart i ist.

Für flüssige Mischungen ergibt sich ein etwas komplizierter Zusammenhang, da das *Molvolumen einer reinen Flüssigkeit* $\bar{V}_{l,i}$ komponentenabhängig ist.

$$\bar{V}_{l,i} = \frac{M_i}{\rho_{l,i}} \quad (1.9)$$

Werte für die Dichten der reinen Flüssigkeiten $\rho_{l,i}$ müssen Tabellenwerken entnommen werden und weisen in der Regel eine merkliche Temperaturabhängigkeit auf. Die *Dichte einer idealen flüssigen Mischung* ergibt sich analog zu Gl. (1.5):

$$\rho_{l,\text{ideal}} = \frac{M}{\bar{V}_{l,\text{ideal}}} \quad (1.10)$$

wobei M wiederum der mittleren Molmasse und $\bar{V}_{l,\text{ideal}}$ dem mittleren Molvolumen der idealen flüssigen Mischung entspricht, das für Flüssigkeiten allerdings durch Mittelung der Molvolumina der reinen Komponenten $\bar{V}_{l,i}$ mit den Molenbrüchen x_i berechnet werden muss.

$$\bar{V}_{l,\text{ideal}} = \sum x_i \cdot \bar{V}_{l,i} = \sum x_i \cdot \frac{M_i}{\rho_{l,i}} \quad (1.11)$$

Es ist jedoch anzumerken, dass bei der Mischung von Flüssigkeiten merkliche Abweichungen von einer idealen flüssigen Mischung auftreten können. Die Bestimmung dieser Abweichungen (sog. Mischungs- oder *Exzessgrößen*) wird im Folgenden am Beispiel des mittleren Molvolumens gezeigt:

$$\bar{V}_{M,l} = \bar{V}_{l,\text{exp}} - \bar{V}_{l,\text{ideal}} \quad (1.12)$$

In der Praxis kann das mittlere Mischungs- bzw. Exzessmolvolumen $\bar{V}_{M,l}$ sowohl positiv als auch negativ sein, d. h., die Mischung kann im Vergleich zu einer idealen Mischung expandieren (Volumen nimmt zu, Dichte nimmt ab) oder kontrahieren (Volumen nimmt ab, Dichte nimmt zu). Bei einer Wasser-Ethanol-Mischung nimmt in einem mittleren Zusammensetzungsbereich (10–90 mol-% Ethanol) bei Raumtemperatur das mittlere Molvolumen um 1–3 % gegenüber einer idealen Mischung ab, d. h., die Mischung kontrahiert, und die Dichte ist dementsprechend größer als für eine ideale Mischung vorhergesagt. Zahlenwerte für das Exzessvolumen müssen im Allgemeinen experimentell bestimmt werden.

Partialdrücke

Bei Gemischen idealer Gase erfüllt jede Gaskomponente i das Gesamtvolumen V so, als sei sie alleine vorhanden. Sie übt dabei einen *Partialdruck* p_i aus, der proportional zum Molenbruch y_i (auch Stoffmengenanteil genannt) der Komponente i ist.

$$p_i = y_i \cdot p \quad (1.13)$$

Der *Gesamtdruck* p der Gasmischung entspricht der Summe der Partialdrücke p_i (*Dalton'sches Gesetz*).

$$p = \sum p_i \quad (1.14)$$

Konzentrationsmaße Molenbruch, Massenbruch und Molbeladung

Der *Molenbruch* y_i ²⁾ setzt die molare Stoffmenge n_i der Komponente i ins Verhältnis zur insgesamt in der Mischung vorhandenen Stoffmenge n .

$$y_i = \frac{n_i}{n} \quad (1.15)$$

Dementsprechend ist der *Massenbruch* w_i einer Komponente i das Verhältnis der Masse m_i der Komponente i zur insgesamt in der Mischung vorhandenen Masse m .

$$w_i = \frac{m_i}{m} \quad (1.16)$$

Für beide Konzentrationsmaße folgt, dass sich die Summe der Molenbrüche bzw. Massenbrüche einer Mischung zu eins ergibt. Dies kann zur Überprüfung von Konzentrationsberechnungen benutzt werden.

$$\sum y_i = \sum \frac{n_i}{n} = \frac{1}{n} \cdot \sum n_i = \frac{n}{n} = 1 \quad (1.17)$$

$$\sum w_i = \sum \frac{m_i}{m} = \frac{1}{m} \cdot \sum m_i = \frac{m}{m} = 1 \quad (1.18)$$

In einer binären Mischung aus den Komponenten 1 und 2 ist die *Molbeladung* Y_1 der Komponente 2 mit der Komponente 1 wie folgt definiert:

$$Y_1 = \frac{n_1}{n_2} = \frac{n_1/n}{n_2/n} = \frac{y_1}{y_2} = \frac{y_1}{1 - y_1} \quad (1.19)$$

Die Molbeladung gibt an, mit wie vielen Molen der Komponente (1) die Trägerkomponente (2) beladen ist. Ist in einem Vielkomponentengemisch nur eine bezüglich einer Stoffumwandlung „aktive“ Komponente (1) enthalten, so fasst man zweckmäßigerweise die restlichen Komponenten (2), (3), ... zu einem „inerten“ Trägerstoffgemisch T zusammen und erhält für die *Trägerstoffbeladung* Y_1 mit der Komponente (1):

$$Y_1 = \frac{n_1}{n_T} = \frac{n_1}{n_2 + n_3 + \dots} = \frac{y_1}{y_2 + y_3 + \dots} = \frac{y_1}{1 - y_1} \quad (1.20)$$

Weitere gebräuchliche Konzentrationsmaße sind in Tab. 1.1 zusammengefasst. Formeln zur Umrechnung zwischen verschiedenen Konzentrationsmaßen sowie zur Berechnung der mittleren Molmasse M bei Verwendung eines beliebigen Konzentrationsmaßes werden in Tab. 1.2 angegeben.

2) Zur Beschreibung der Zusammensetzung einer Gasmischung wird im Allgemeinen der Molenbruch y_i verwendet, wohingegen für flüssige Mischungen der Molenbruch x_i dient.

Tab. 1.1 Konzentrationsmaße für die Komponente i in einem Gemisch aus k Komponenten (m_i bzw. m_B – Masse der Komponente i bzw. B; n_i bzw. n_B – Molmengen der Komponenten i bzw. B; V – Gesamtvolumen des Gemisches).

Stoffmengen- anteil Molanteil Molenbruch	Massenanteil Massenbruch	Bezugskomponente B				
		Molbela- dung (Beladung von B mit i)	Massen- beladung (Beladung von B mit i)	Molalität	Molarität Volumen- konzentra- tion	Partial- dichte Massenkonzentration
$x_i = \frac{n_i}{\sum_{j=1}^k n_j} = \frac{n_i}{n}$	$w_i = \frac{m_i}{\sum_{j=1}^k m_j} = \frac{m_i}{m}$	$X_i = \frac{n_i}{n_B}$	$X_{m,i} = \frac{m_i}{m_B}$	$c_{m,i} = \frac{n_i}{m_B}$	$c_i = \frac{n_i}{V}$	$\rho_i = \frac{m_i}{V}$

Lösungen und Zahlenrechnungen

Gegebene Daten:

Prozessdaten: Gesamtdruck: $p = 1,2$ bar,
 Temperatur: $\vartheta = 300$ °C,
 Volumenanteile: $r_{H_2} = 0,02$ ($\hat{=}$ 2 Vol.-%), $r_{CO} = 0,3$, $r_{CO_2} = 0,08$,
 $r_{N_2} = 0,6$;
 Stoffdaten: Molmassen: $M_{H_2} = 2$ kg/kmol, $M_{CO} = 28$ kg/kmol,
 $M_{CO_2} = 44$ kg/kmol, $M_{N_2} = 28$ kg/kmol.
 Ideale Gaskonstante: $\bar{R} = 8,314\,47$ kJ/(kmol K)

Normdichte der Einzelgase und der Gasmischung

$$\rho_{N,H_2} = \frac{M_{H_2}}{\bar{V}_N} = \frac{2 \text{ kg} \cdot \text{kmol}}{\text{kmol} \cdot 22,42 \text{ m}^3} = 0,089 \text{ kg/m}^3$$

entsprechend: $\rho_{N,CO} = 1,249 \text{ kg/m}^3$, $\rho_{N,CO_2} = 1,963 \text{ kg/m}^3$, $\rho_{N,N_2} = 1,249 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned} \rho_N &= \sum r_i \cdot \rho_{N,i} = r_{H_2} \cdot \rho_{N,H_2} + r_{CO} \cdot \rho_{N,CO} + r_{CO_2} \cdot \rho_{N,CO_2} + r_{N_2} \cdot \rho_{N,N_2} \\ &= (0,02 \cdot 0,089 + 0,3 \cdot 1,249 + 0,08 \cdot 1,963 + 0,6 \cdot 1,249) \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,283 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

oder alternativ unter Verwendung der mittleren Molmasse M :

$$\begin{aligned} M &= \sum y_i \cdot M_i = y_{H_2} \cdot M_{H_2} + y_{CO} \cdot M_{CO} + y_{CO_2} \cdot M_{CO_2} + y_{N_2} \cdot M_{N_2} \\ &= (0,02 \cdot 2 + 0,30 \cdot 28 + 0,08 \cdot 44 + 0,60 \cdot 28) \text{ kg/kmol} \\ &= 28,76 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

$$\rho_N = \frac{M}{\bar{V}_N} = \frac{28,76 \text{ kg} \cdot \text{kmol}}{\text{kmol} \cdot 22,42 \text{ m}^3} = 1,283 \text{ kg/m}^3$$

Tab. 1.2 Umrechnungsbeziehungen zwischen Konzentrationsmaßen einer Gemischkomponente i in einem Gemisch aus k Komponenten, Bezugskomponente B für Beladungen und Molalität.

		Bezugskomponente B					
gegeben	x_i	w_i	X_i	$X_{m,i}$	$c_{m,i}$	c_i	ρ_i
→							
↓ gesucht			mit $X_B = 1$	mit $X_{m,B} = 1$	mit $c_{m,B} = \frac{1}{M_B}$		
$x_i =$	–	$\frac{w_i}{M_i}$ $\sum_{j=1}^k \frac{w_j}{M_j}$	$\frac{X_i}{\sum_{j=1}^k X_j}$	$\frac{\frac{X_{m,i}}{M_i}}{\sum_{j=1}^k \frac{X_{m,j}}{M_j}}$	$\frac{c_{m,i}}{\sum_{j=1}^k c_{m,j}}$	$\frac{c_i}{\sum_{j=1}^k c_j}$	$\frac{\frac{\rho_i}{M_i}}{\sum_{j=1}^k \frac{\rho_j}{M_j}}$
$w_i =$	$\frac{x_i \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k x_j \cdot M_j}$	–	$\frac{X_i \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k X_j \cdot M_j}$	$\frac{X_{m,i}}{\sum_{j=1}^k X_{m,j}}$	$\frac{c_{m,i} \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k c_{m,j} \cdot M_j}$	$\frac{c_i \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k c_j \cdot M_j}$	$\frac{\rho_i}{\sum_{j=1}^k \rho_j} = \frac{\rho_i}{\rho}$
$X_i =$	$\frac{x_i}{x_B}$	$\frac{\frac{w_i}{M_i}}{\frac{w_B}{M_B}}$	–	$X_{m,i} \cdot \frac{M_B}{M_i}$	$c_{m,i} \cdot M_B$	$\frac{c_i}{c_B}$	$\frac{\frac{\rho_i}{M_i}}{\frac{\rho_B}{M_B}}$
$X_{m,i} =$	$\frac{x_i \cdot M_i}{x_B \cdot M_B}$	$\frac{w_i}{w_B}$	$X_i \cdot \frac{M_i}{M_B}$	–	$c_{m,i} \cdot M_i$	$\frac{c_i \cdot M_i}{c_B \cdot M_B}$	$\frac{\rho_i}{\rho_B}$
$c_{m,i} =$	$\frac{x_i}{x_B \cdot M_B}$	$\frac{w_i}{w_B} \cdot \frac{1}{M_i}$	$\frac{X_i}{M_B}$	$\frac{X_{m,i}}{M_i}$	–	$\frac{c_i}{c_B \cdot M_B}$	$\frac{\rho_i}{\rho_B} \cdot \frac{1}{M_i}$
$c_i =$	$\frac{x_i}{\sum_{j=1}^k x_j \cdot M_j} \cdot \rho$	$\frac{w_i}{M_i} \cdot \rho$	$\frac{X_i}{\sum_{j=1}^k X_j \cdot M_j} \cdot \rho$	$\frac{X_{m,i}}{\sum_{j=1}^k X_{m,j}} \cdot \frac{\rho}{M_i}$	$\frac{c_{m,i}}{\sum_{j=1}^k c_{m,j} \cdot M_j} \cdot \rho$	–	$\frac{\rho_i}{M_i}$
$\rho_i =$	$\frac{x_i \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k x_j \cdot M_j} \cdot \rho$	$w_i \cdot \rho$	$\frac{X_i \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k X_j \cdot M_j} \cdot \rho$	$\frac{X_{m,i}}{\sum_{j=1}^k X_{m,j}} \cdot \rho$	$\frac{c_{m,i} \cdot M_i}{\sum_{j=1}^k c_{m,j} \cdot M_j} \cdot \rho$	$c_i \cdot M_i$	–
Mittlere Molmasse $M =$	$\frac{\sum_{j=1}^k x_j \cdot M_j}{\sum_{j=1}^k x_j}$	$\frac{1}{\sum_{j=1}^k \frac{w_j}{M_j}}$	$\frac{\sum_{j=1}^k X_j \cdot M_j}{\sum_{j=1}^k X_j}$	$\frac{\sum_{j=1}^k X_{m,j}}{\sum_{j=1}^k \frac{X_{m,j}}{M_j}}$	$\frac{\sum_{j=1}^k c_{m,j} \cdot M_j}{\sum_{j=1}^k c_{m,j}}$	$\frac{\sum_{j=1}^k c_j \cdot M_j}{\sum_{j=1}^k c_j}$	$\frac{\sum_{j=1}^k \rho_j}{\sum_{j=1}^k \frac{\rho_j}{M_j}}$

$$\rho = \frac{\sum_{j=1}^k m_j}{V} = \sum_{j=1}^k \rho_j$$

Dichte der Gesamtmischung
(i. A. experimentell zu bestimmen)

Dichte der Gasmischung bei Prozessbedingungen

$$\rho = \rho_N \cdot \frac{p}{p_N} \cdot \frac{T_N}{T} = 1,283 \text{ kg/m}^3 \cdot \frac{1,2 \text{ bar}}{1,01325 \text{ bar}} \cdot \frac{273,15 \text{ K}}{(273,15 \text{ K} + 300 \text{ K})}$$

$$= 0,724 \text{ kg/m}^3$$

oder alternativ unter Verwendung der Idealgasgleichung und der mittleren Molmasse M :

$$\rho = \frac{p \cdot M}{R \cdot T} = \frac{1,2 \cdot 28,76}{8,31447 \cdot (273,15 + 300)} \cdot \frac{\text{bar} \cdot \text{kg} \cdot \text{mol} \cdot \text{K}}{\text{kmol} \cdot \text{J} \cdot \text{K}}$$

$$= 7,24 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{bar} \cdot 10^5 \cdot \text{N/m}^2 \cdot \text{kg} \cdot 10^{-3} \cdot \text{kmol}}{\text{kmol} \cdot \text{J} \cdot \text{Nm}} = 0,724 \text{ kg/m}^3$$

Partialdrücke der Einzelgase

$$p_{\text{H}_2} = r_{\text{H}_2} \cdot p = 0,02 \cdot 1,2 \text{ bar} = 0,024 \text{ bar}$$

entsprechend: $p_{\text{CO}} = 0,360 \text{ bar}$, $p_{\text{CO}_2} = 0,096 \text{ bar}$, $p_{\text{N}_2} = 0,720 \text{ bar}$

Überprüfung der Partialdruckrechnung mithilfe des Dalton'schen Gesetzes über die Partialdrucksumme:

$$p = \sum_i p_i = (0,024 + 0,360 + 0,096 + 0,720) \text{ bar} = 1,20 \text{ bar}$$

Molenbrüche und Massenbrüche

Betrachtet man das Gasgemisch näherungsweise als Idealgasgemisch, was bei dem gewählten Druck von 1,2 bar für technische Genauigkeitsansprüche in der Regel zulässig ist, so stimmen Volumenanteile und Molenbrüche überein, d. h. $r_i = y_i$:

$$y_{\text{H}_2} = r_{\text{H}_2} = 0,02; \quad y_{\text{CO}} = r_{\text{CO}} = 0,30; \quad y_{\text{CO}_2} = r_{\text{CO}_2} = 0,08; \quad y_{\text{N}_2} = r_{\text{N}_2} = 0,60$$

$$\text{Probe: } 1 = \sum_i y_i = 0,02 + 0,30 + 0,08 + 0,60 = 1$$

Für die Umrechnung von Molenbrüchen in Massenbrüche gilt folgende Beziehung (vgl. Tab. 1.2):

$$w_i = \frac{y_i \cdot M_i}{M}$$

$$w_{\text{H}_2} = \frac{y_{\text{H}_2} \cdot M_{\text{H}_2}}{M} = \frac{0,02 \cdot 2}{28,76} \cdot \frac{\text{kg} \cdot \text{kmol}}{\text{kmol} \cdot \text{kg}} = 0,0014 \quad (1.21)$$

entsprechend: $w_{\text{CO}} = 0,2921$, $w_{\text{CO}_2} = 0,1224$, $w_{\text{N}_2} = 0,5841$

$$\text{Probe: } 1 = \sum_i w_i = 0,0014 + 0,2921 + 0,1224 + 0,5841 = 1$$

Alternativ zu Gl. (1.21) bietet sich für jegliche Umrechnung zwischen verschiedenen Konzentrationsmaßen eine universelle, aber etwas umständlichere Methode an, die im Folgenden erläutert wird. Der Vorteil gegenüber der Verwendung

vorgegebener Umrechnungsformeln (vgl. Tab. 1.2) liegt, insbesondere bei Mehrkomponentenmischungen, in einer besseren Nachvollziehbarkeit der Ergebnisse.

Gewählt wird dazu zunächst eine Mengeneinheit in einer Einheit passend zum gegebenen Konzentrationsmaß. In unserem Beispiel bei gegebenen Molenbrüchen y_i ist eine sinnvolle Mengeneinheit $n = 1$ kmol. Damit können die Stoffmengen n_i der Einzelkomponenten berechnet werden:

$$n_i = n \cdot y_i$$

$$n_{\text{H}_2} = n \cdot y_{\text{H}_2} = 1 \text{ kmol} \cdot 0,02 = 0,02 \text{ kmol} \quad (1.22)$$

entsprechend: $n_{\text{CO}} = 0,30 \text{ kmol}$, $n_{\text{CO}_2} = 0,08 \text{ kmol}$, $n_{\text{N}_2} = 0,60 \text{ kmol}$

Mit Kenntnis der Molmassen M_i berechnen sich daraus die Massen der Einzelkomponenten m_i sowie die Gesamtmasse m der Mischung:

$$m_i = n_i \cdot M_i$$

$$m_{\text{H}_2} = n_{\text{H}_2} \cdot M_{\text{H}_2} = 0,02 \text{ kmol} \cdot 2 \text{ kg/kmol} = 0,04 \text{ kg} \quad (1.23)$$

entsprechend: $m_{\text{CO}} = 8,40 \text{ kg}$, $m_{\text{CO}_2} = 3,52 \text{ kg}$, $m_{\text{N}_2} = 18,80 \text{ kg}$, $\sum m_i = 28,76 \text{ kg}$

Damit ergeben sich die Massenbrüche w_i nach Gl. (1.16) wie folgt:

$$w_{\text{H}_2} = \frac{m_{\text{H}_2}}{m} = \frac{0,04 \text{ kg}}{28,76 \text{ kg}} = 0,0014$$

entsprechend: $w_{\text{CO}} = 0,2921$, $w_{\text{CO}_2} = 0,1224$, $w_{\text{N}_2} = 0,5841$

Kohlendioxidbeladung der Restgase (Inertgase)

$$Y_{\text{CO}_2} = \frac{y_{\text{CO}_2}}{y_{\text{H}_2} + y_{\text{CO}} + y_{\text{N}_2}} = \frac{y_{\text{CO}_2}}{1 - y_{\text{CO}_2}} = \frac{0,08}{1 - 0,08} = 0,087$$

Alternativ kann bei Wahl einer Stoffmengenbasis auch mit absoluten Molmengen gerechnet werden, was offensichtlich zum gleichen Ergebnis führt:

$$Y_{\text{CO}_2} = \frac{n_{\text{CO}_2}}{n_{\text{H}_2} + n_{\text{CO}} + n_{\text{N}_2}} = \frac{n_{\text{CO}_2}}{\sum n_i - n_{\text{CO}_2}} = \frac{0,08 \text{ kmol}}{1 \text{ kmol} - 0,08 \text{ kmol}} = 0,087$$

Aufgabe 1.2 Stoffbilanzen

Aus einem Strom eines Hochofengichtgases gemäß Aufgabe 1.1 mit einem Volumenstrom von $100\,000 \text{ m}_\text{N}^3/\text{h}$ (Normkubikmeter pro Stunde) soll Kohlendioxid abgetrennt werden. Das Kohlendioxid soll mithilfe eines unbeladenen, d. h. kohlendioxidfreien, Lösungsmittels bei 1,2 bar und 15°C zu 90 % ausgewaschen werden (Gasabsorption, siehe auch [1.1] und Kapitel 3).

- Wie viel Kohlendioxid wird stündlich aus dem Gichtgas herausgelöst (Stoffmengenstrom, Massenstrom, Volumenstrom)?
- Wie viel Lösungsmittel wird zum Auswaschen benötigt, wenn die Molmasse des eingesetzten unbeladenen Lösungsmittels 100 kg/kmol beträgt und das beladene Lösungsmittel den Prozess mit 0,05 kg CO₂/kg reinem Lösungsmittel verlässt?

Es darf vorausgesetzt werden, dass das Lösungsmittel nicht verdunstet.

Im Rahmen dieser Aufgabe wird vergleichend der Umgang mit verschiedenen Stoffstromdimensionen und unterschiedlichen Konzentrationsmaßen geübt. Es werden daher verschiedene Lösungsalternativen angeboten.

Grundlagen und Lösungshinweise

Bei dem oben beschriebenen Prozess handelt es sich um einen, in der Verfahrenstechnik überwiegend auftretenden, *kontinuierlichen und stationären Prozess*. Dabei sind alle in den Prozess ein- und austretenden Ströme bezüglich Menge und Zusammensetzung zeitlich konstant, und auch der Betriebsinhalt des entsprechenden Apparates sowie dessen Zusammensetzung ändert sich nicht (vgl. [1.1]).

Die in einen Bilanzraum eintretenden k Gesamtmassenströme $\dot{m}_{k,\alpha}$ müssen den aus dem Bilanzraum austretenden l Gesamtmassenströmen $\dot{m}_{l,\omega}$ entsprechen (Massenerhaltung, keine Akkumulation im Bilanzraum, da stationärer Prozess).

$$\text{Gesamtmassenbilanz (MB): } \sum_k \dot{m}_{k,\alpha} = \sum_l \dot{m}_{l,\omega} \quad (1.24)$$

Treten im *Bilanzraum* nur physikalische, nicht aber chemische Stoffumwandlungen auf, so gilt der Massenerhaltungssatz nach (1.24) auch für jede einzelne Gemischkomponente i .

$$\text{Komponenten(massen-)bilanz (KB): } \sum_k \dot{m}_{k,i,\alpha} = \sum_l \dot{m}_{l,i,\omega} \quad (1.25)$$

Äquivalente Beziehungen gelten auch für eine Bilanzierung auf der Basis von molaren Stoffmengen n .

$$\text{Gesamtstoffmengenbilanz (MB): } \sum_k \dot{n}_{k,\alpha} = \sum_l \dot{n}_{l,\omega} \quad (1.26)$$

$$\text{Komponenten(stoffmengen-)bilanz (KB): } \sum_k \dot{n}_{k,i,\alpha} = \sum_l \dot{n}_{l,i,\omega} \quad (1.27)$$

Die Formulierung der *Erhaltungssätze* auf Massen- bzw. Molbasis ist physikalisch vollkommen äquivalent und erfolgt je nach Aufgabenstellung und Zweckmäßigkeit.

Die Aufgabenstellung wird in Abb. 1.1 verdeutlicht. Dort werden auch die verwendeten Formelsymbole erläutert.

Aus dem in den Bilanzraum „Absorber“ eintretenden Rohgasstrom RG mit dem Gesamtmassenstrom $\dot{m}_{G,\alpha}$ wird Kohlendioxid herausgelöst, wodurch sich $\dot{m}_{G,\alpha}$

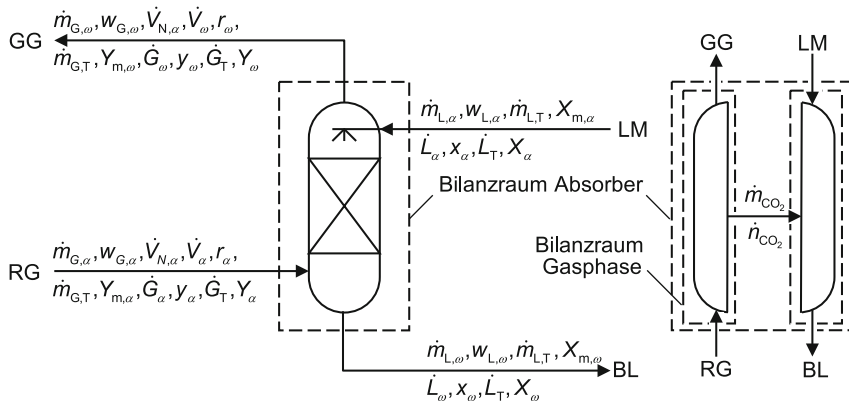


Abb. 1.1 Bilanzierungsschema zu Aufgabe 1.2.

RG	Rohgas (Hochofengichtgas)
GG	von Kohlendioxid weitgehend befreites Restgas
LM	reines Lösungsmittel
BL	mit Kohlendioxid beladenes Lösungsmittel
$\dot{m}_G, \dot{m}_L$	(kg/h) Gesamtmassenstrom des Gases bzw. der Lösung
$\dot{m}_{G,T}, \dot{m}_{L,T}$	(kg/h) Massenstrom des inerten Trägergasgemisches G_T (H_2 , CO, N_2) bzw. des reinen Lösungsmittels L_T
$\dot{G}, \dot{L}$	(kmol/h) Gesamtmengenstrom (Gesamtmolenstrom) des Gases bzw. der Lösung
$\dot{G}_T, \dot{L}_T$	(kmol/h) Mengenstrom des inerten Trägergasgemisches bzw. des reinen Lösungsmittels
$\dot{V}_N, \dot{V}$	(m ³ /h) Normvolumenstrom bzw. Effektivvolumenstrom des Gasgemischs
r, w_G, y, Y_m, Y	(-) Volumenanteil, Massenanteil, Molanteil, Massenbeladung, Molbeladung des Kohlendioxids im Gasstrom
w_L, x, X_m, X	(-) Massenanteil, Molanteil, Massenbeladung, Molbeladung des Kohlendioxids in der Lösung
α, ω	Indizes zur Bezeichnung von Eintritts- bzw. Austrittszustand.

auf den Austrittsgasmassenstrom $\dot{m}_{G,\omega}$ reduziert. $\dot{m}_{G,T}$ stellt den „inerten“ Trägergasmassenstrom dar, der aus den Komponenten Wasserstoff, Kohlenmonoxid und Stickstoff besteht. Es wird vorausgesetzt, dass das Lösungsmittel auf diese drei Komponenten nicht anspricht, d. h., diese Komponenten lösen sich nicht im Lösungsmittel, sondern verlassen den Prozess vollständig im austretenden, gereinigten Gasstrom GG. Dementsprechend bleibt der Trägergasmassenstrom $\dot{m}_{G,T}$ bzw. der Trägergasmolenstrom $\dot{G}_T$ konstant.

Nach Aufgabenstellung strömt das Lösungsmittel LM kohlendioxidfrei zu, d. h. $w_{L,\alpha} = X_{m,\alpha} = x_\alpha = X_\alpha = 0$. Es nimmt während des Kontaktes mit dem Gasgemisch Kohlendioxid bis zum Erreichen der Austrittskonzentration ($w_{L,\omega}, X_{m,\omega}, x_\omega, X_\omega$) auf. Eine Lösungsmittelverdunstung soll nach Aufgabenstellung nicht auftreten, d. h., der Strom des reinen Lösungsmittels $\dot{m}_{L,T}$ bzw. $\dot{L}_T$ bleibt konstant, während

sich der Gesamtlösungsmittelstrom von $\dot{m}_{L,\alpha}$ bzw. $\dot{L}_\alpha$ auf $\dot{m}_{L,\omega}$ bzw. $\dot{L}_\omega$ erhöht und den Absorber als beladenes Lösungsmittel BL verlässt.

Neben der *Gesamtmassen-* bzw. *Gesamt mengenbilanz* (Gl. (1.24) bzw. Gl. (1.26)) interessiert für unsere Aufgabe die *Komponentenbilanz* der Übergangskomponente Kohlendioxid (vgl. Gl. (1.25) bzw. Gl. (1.27)). Die entsprechenden Bilanzgleichungen lauten deshalb unter Verwendung der Bezeichnungen aus Abb. 1.1:

$$\text{Gesamtmassenbilanz: } \dot{m}_{G,\alpha} + \dot{m}_{L,\alpha} = \dot{m}_{G,\omega} + \dot{m}_{L,\omega} \quad (1.28)$$

Kohlendioxidmassenbilanz:

$$\dot{m}_{G,\alpha} \cdot w_{G,\alpha} + \dot{m}_{L,\alpha} \cdot w_{L,\alpha} = \dot{m}_{G,\omega} \cdot w_{G,\omega} + \dot{m}_{L,\omega} \cdot w_{L,\omega} \quad (1.29)$$

$$\text{Gesamt mengenbilanz: } \dot{G}_\alpha + \dot{L}_\alpha = \dot{G}_\omega + \dot{L}_\omega \quad (1.30)$$

$$\text{Kohlendioxidmolbilanz: } \dot{G}_\alpha \cdot y_\alpha + \dot{L}_\alpha \cdot x_\alpha = \dot{G}_\omega \cdot y_\omega + \dot{L}_\omega \cdot x_\omega \quad (1.31)$$

Kohlendioxidmassenbilanz auf Beladungsbasis:

$$\dot{m}_{G,T} \cdot Y_{m,\alpha} + \dot{m}_{L,T} \cdot X_{m,\alpha} = \dot{m}_{G,T} \cdot Y_{m,\omega} + \dot{m}_{L,T} \cdot X_{m,\omega} \quad (1.32)$$

Kohlendioxidmolbilanz auf Beladungsbasis:

$$\dot{G}_T \cdot Y_\alpha + \dot{L}_T \cdot X_\alpha = \dot{G}_T \cdot Y_\omega + \dot{L}_T \cdot X_\omega \quad (1.33)$$

Aus Gründen der Übersichtlichkeit wurde bei Konzentrationsangaben auf die Angabe der Komponente (CO_2) verzichtet, da hier nur diese Komponente interessiert (z. B. $w_{G,\alpha}$ statt $w_{G,\text{CO}_2,\alpha}$).

Die Bilanzgleichungen können durch einfache Umformung dazu genutzt werden, den aus dem Gasstrom in den Lösungsmittelstrom übergehenden Kohlendioxidstrom zu berechnen. Unter der hier zugrunde liegenden Annahme, dass nur Kohlendioxid zwischen den Phasen ausgetauscht wird, folgt aus den Gln. (1.28)–(1.33):

$$\text{Gesamtmassenbilanz: } \dot{m}_{\text{CO}_2} = \dot{m}_{G,\alpha} - \dot{m}_{G,\omega} = \dot{m}_{L,\omega} - \dot{m}_{L,\alpha} \quad (1.34)$$

Kohlendioxidmassenbilanz:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2} = \dot{m}_{G,\alpha} \cdot w_{G,\alpha} - \dot{m}_{G,\omega} \cdot w_{G,\omega} = \dot{m}_{L,\omega} \cdot w_{L,\omega} - \dot{m}_{L,\alpha} \cdot w_{L,\alpha} \quad (1.35)$$

$$\text{Gesamt molbilanz: } \dot{n}_{\text{CO}_2} = \dot{G}_\alpha - \dot{G}_\omega = \dot{L}_\omega - \dot{L}_\alpha \quad (1.36)$$

$$\text{Kohlendioxidmolbilanz: } \dot{n}_{\text{CO}_2} = \dot{G}_\alpha \cdot y_\alpha - \dot{G}_\omega \cdot y_\omega = \dot{L}_\omega \cdot x_\omega - \dot{L}_\alpha \cdot x_\alpha \quad (1.37)$$

Kohlendioxidmassenbilanz auf Beladungsbasis:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{CO}_2} &= \dot{m}_{G,T} \cdot Y_{m,\alpha} - \dot{m}_{G,T} \cdot Y_{m,\omega} \\ &= \dot{m}_{L,T} \cdot X_{m,\omega} - \dot{m}_{L,T} \cdot X_{m,\alpha} \\ &= \dot{m}_{G,T} \cdot (Y_{m,\alpha} - Y_{m,\omega}) \\ &= \dot{m}_{L,T} \cdot (X_{m,\omega} - X_{m,\alpha}) \end{aligned} \quad (1.38)$$