



Gewusst wie!

Die Beiträge dieser Serie der Chemie Ingenieur Technik greifen einzelne Probleme aus der Praxis auf, die elegant gelöst werden, und beleuchten die zugrunde liegende Theorie. Sie wenden sich an Praktiker, um Grundlagen aufzufrischen, und ebenso an Studierende, die hier Informationen finden, die so nicht in Lehrbüchern beschrieben sind.

# Entwurf und Betrieb eines Rohrreaktors mit enger Verweilzeitverteilung

Norbert Kockmann\*

DOI: 10.1002/cite.202000028

This is an open access article under the terms of the Creative Commons Attribution License, which permits use, distribution and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

In der Verfahrenstechnik ist die Verweilzeit eine wichtige Auslegungsgröße und eine enge Verweilzeitverteilung ist vorteilhaft, um bei komplexen chemischen Reaktionen mögliche Nebenprodukte zu vermeiden. Eine gute radiale Vermischung mit geringer axialer Dispersion sorgt für eine enge Verweilzeitverteilung in einem Rohrreaktor. Die axiale Dispersion in laminarer Strömung in einem geraden Rohr ist sehr hoch und erzeugt damit eine breite Verweilzeitverteilung. Jedoch verbessern Sekundärströmungen die radiale Vermischung, die in diesem Beitrag für gekrümmte Rohrreaktoren untersucht werden. Entwurfshinweise zur guten radialen Vermischung und geometrische Ausführungen von Rohrreaktoren mit Umlenkungen werden vorgestellt.

**Schlagwörter:** Axiale Dispersion, Chemische Reaktionstechnik, Sekundärströmung, Verweilzeitverteilung

*Eingegangen:* 06. März 2020; *revidiert:* 21. April 2020; *akzeptiert:* 21. April 2020

## Design and Operation of a Tubular Reactor with Narrow Residence Time Distribution

In process engineering the residence time is an important design parameter, and a narrow residence time distribution is advantageous to avoid possible by-products in complex chemical reactions. A good radial mixing with low axial dispersion provides a narrow residence time distribution in a tube reactor. The axial dispersion of laminar flow in a straight tube is very high and generates a wide residence time distribution. However, secondary flows improve the radial mixing, which are investigated in this paper for curved tube reactors. Design notes for good radial mixing and geometric designs of tube reactors with baffles are presented.

**Keywords:** Axial dispersion, Chemical reaction engineering, Residence time distribution, Secondary flow

## 1 Einführung und Motivation

In chemischen Reaktoren ist die Verweilzeit der Reagenzien im Reaktor eine bestimmende Größe für die Selektivität und damit Ausbeute der chemischen Reaktion und Effizienz des gesamten chemischen Prozesses [1]. Insbesondere bei Neben- oder Folgereaktionen muss die Verweilzeit gut kontrolliert werden und möglichst eng verteilt sein, um den Prozess optimal zu führen. Die Verweilzeitverteilung der Reagenzien beschreibt die Verteilung der Aufenthaltszeit einzelner Fluidelemente im Reaktor je nach Temperatur- und Konzentrationsbedingungen und verhält sich je nach Reaktortyp sehr unterschiedlich. In idealen Reaktoren wie

im kontinuierlich durchströmten Rührbehälter oder Rohrreaktor ist die Verweilzeitverteilung mathematisch genau gegeben. Die hydrodynamische Verweilzeit ergibt sich aus dem Verhältnis von Volumen eines Apparates zu durchströmendem Volumenstrom. Ist die hydrodynamische Verweilzeit identisch zur tatsächlichen Verweilzeit, ist davon auszugehen, dass keinerlei Totzonen in diesem Apparat vorliegen.

---

Prof. Dr.-Ing. Norbert Kockmann  
Norbert.Kockmann@bci.tu-dortmund.de  
Technische Universität Dortmund, Bio- und Chemieingenieurwesen, Apparatedesign, Emil-Figge-Straße 68, 44227 Dortmund, Deutschland.

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} \quad (1)$$

Im idealen Rohrreaktor mit Kolbenströmung ist die axiale Dispersion vernachlässigbar gering und alle Fluidelemente haben die gleiche Aufenthaltszeit im Reaktor. Somit entspricht die Eingangsverteilung einer Konzentration auch der Austrittsverteilung des Reaktors. Hier wird im Folgenden eine Sprungmarkierung am Reaktoreingang mit der Verweilzeitsummenfunktion am Ausgang, d. h. die kontinuierlich ansteigende Konzentration, beschrieben. Im kontinuierlich durchströmten, ideal gerührten Behälter folgt die Verweilzeitsummenfunktion einer Sprungmarkierung des Zulaufs einem exponentiell asymptotischen Verlauf.

$$F(t) = \frac{c(t)}{c_0} = 1 - \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) = 1 - \exp\left(-t \frac{\dot{V}}{V}\right) \quad (2)$$

Insgesamt stellt sich in einem kontinuierlich durchströmten Rührbehälter eine sehr breite Verweilzeitverteilung ein. Sie wird enger, wenn mehrere Rührbehälter in Reihe geschaltet werden, allerdings mit höherem apparativem und regelungstechnischem Aufwand. Nähere Informationen zur Verweilzeitverteilung ist in Lehrbüchern der Reaktionstechnik zu finden [1][2]. Im Folgenden soll die Verweilzeitverteilung in real durchströmten Rohrreaktoren betrachtet werden.

## 2 Verweilzeitverteilung im durchströmten Rohr

Für geringe Durchsätze stellt sich im Rohr mit kreisförmigem Querschnitt (Radius  $R$ ) eine laminare Strömung mit parabolischem Strömungsprofil ein.

$$w(r) = \bar{w} \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right) \quad (3)$$

Ein ähnliches Strömungsprofil kann auch in quadratischen oder rechteckigen Kanälen beobachtet werden [3]. Die reibungsbehaftete Strömung wird durch die Reynoldszahl  $Re$  beschrieben

$$Re = \frac{\bar{w} d_i}{\nu} \quad (4)$$

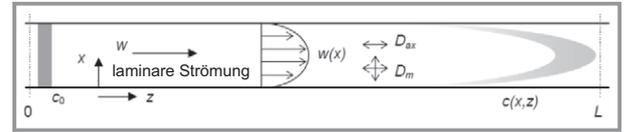
Die dimensionslose Schmidt-Zahl bezieht die kinematische Viskosität  $\nu$  zur molekularen Diffusion mit dem molekularen Diffusionskoeffizienten  $D_m$  mit ein.

$$Sc = \frac{\nu}{D_m} \quad (5)$$

Für niedrigviskose Flüssigkeiten liegt der Diffusionskoeffizient bei ca.  $10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$  und damit die Schmidt-Zahl um 1000. Das Produkt der  $Re$ - mit  $Sc$ -Zahl wird molekulare Peclet-Zahl  $Pe_m$  genannt.

$$Pe_m = Re Sc = \frac{u d_i}{D_m} \quad (6)$$

Die laminare Strömung plus Diffusion führt zur Dispersion (s. Abb. 1). Die schnellsten Fluidelemente verlassen das gerade Rohr nach der Hälfte der mittleren Verweilzeit das Rohr, weil sie mit der doppelten mittleren Geschwindigkeit in der Mitte des Rohres strömen.



**Abbildung 1.** Strömungssituation in einem laminar durchströmten Rohr mit axialer Dispersion eines anfänglichen Pulssignals durch die laminare Konvektion und molekulare Diffusion.

Die axiale Dispersion wird durch den Dispersionskoeffizienten  $D_{ax}$  beschrieben und wird in der axialen Peclet-Zahl zusammengefasst

$$Pe_{ax} = \frac{u d_i}{D_{ax}} \quad (7)$$

Die Verweilzeitsummenfunktion im laminar durchströmten Rohr ohne Einfluss der molekularen Diffusion kann durch eine quadratische Funktion beschrieben werden [1] (Abb. 2),

$$F(t) = 1 - \left(\frac{\tau}{2t}\right)^2 = 1 - \frac{1}{4\theta^2} \quad (8)$$

mit  $\theta$  als dimensionsloser Verweilzeit

$$\theta = \frac{t}{\tau} \quad (9)$$

Mit der Länge des Rohres  $L$  und der mittleren Geschwindigkeit  $w$  wird die axiale Dispersion im gesamten Reaktor mit der dimensionslosen Bodenstein-Zahl  $Bo$  ausgedrückt.

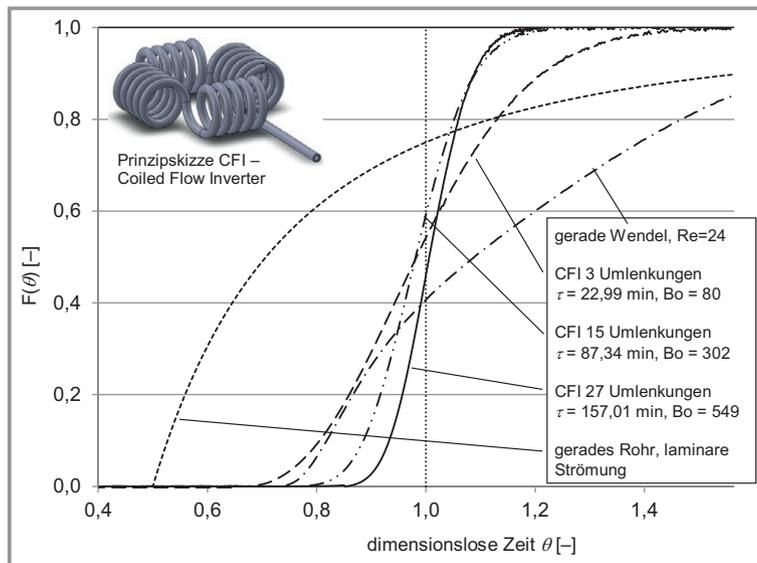
$$Bo = \frac{w L}{D_{ax}} = Pe_{ax} \frac{L}{d_i} \quad (10)$$

Die  $Pe_{ax}$ -Zahl beschreibt die lokale radiale Vermischung und deren Einfluss auf die axiale Dispersion im Querschnitt. Ein Konzentrationsprofil, das am Anfang des Rohres noch eng verteilt ist, wird durch die unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeit im Rohrquerschnitt entlang der Rohrlänge wie auch des Rohrquerschnittes „verschmiert“ (s. Abb. 1). Am Ausgang des Rohres kann die axiale Verteilung der Konzentration als axiale Dispersion gemessen werden. Die Differentialgleichung für das Konzentrationsprofil lautet

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_{ax} \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} - \bar{w} \frac{\partial c}{\partial z} \quad (11)$$

Mit dimensionslosen Parametern  $\theta = t/\tau = tw/L$ ,  $Z = z/L$ ,  $Bo = t_{Dax}/\tau = wL/D_{ax}$  und  $\rho = \text{konst.}$  wird die dimensionslose Differentialgleichung erhalten:

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = \frac{D_{ax}}{uL} \frac{\partial^2 c}{\partial Z^2} - \frac{\partial c}{\partial Z} = \frac{1}{Bo} \frac{\partial^2 c}{\partial Z^2} - \frac{\partial c}{\partial Z} \quad (12)$$



**Abbildung 2.** Summenfunktionen  $F$  als Antwort auf eine Sprungeingangsfunktion für verschiedene Rohreaktoren, Verweilzeitverteilung aufgrund axialer Dispersion mit kurzer Vorlaufstrecke, d. h. keine vorherigen Verweilzeitverteilung, nach [6].

Als Lösung für Gl. (12) mit der Randbedingung einer Sprungeingangsfunktion und für  $Bo > 100$  wird die Summenfunktion der Verweilzeitverteilung als Gauß'sche Fehlerfunktion mit zwei Parametern erhalten.

$$F(\theta) = \frac{1}{2} \left[ 1 - \operatorname{erf} \left( \frac{\sqrt{Bo}}{2\sqrt{\theta}} (1 - \theta) \right) \right] \quad (13)$$

Die dimensionslose Verweilzeit  $\theta$  bestimmt sich aus der mittleren Verweilzeit als Verhältnis des Rohrvolumens zum Volumenstrom, während die dimensionslose axiale Dispersion in der  $Bo$ -Zahl durch Anpassung von Messwerten mithilfe der kleinsten Fehlerquadrate bestimmt wird. Typische Verweilzeitverteilungen als Antwort auf eine Sprungfunktion der Eingangskonzentration sind in Abb. 2 dargestellt. Neben den idealen Rohreaktoren mit Kolbenströmung und gerader, laminarer Strömung sind noch die experimentell bestimmten Verweilzeitverteilungen der gerade Wendel ohne Umlenkungen und drei Wendelrohrapparate (Coiled Flow Inverter, CFI [4], s. a. Abb. 4) mit unterschiedlicher Anzahl an 90 Umlenkungen dargestellt. Die gewendelten Rohrapparate haben alle einen Innendurchmesser von 3 mm und werden von Wasser mit einer  $Re$ -Zahl von 24 durchströmt.

Bei vorheriger Konzentrationsverteilung des Signals am Eingang muss das Ergebnissignal entfaltet werden [5]. Dieser Vorgang wird hier nicht betrachtet, weil in den hier diskutierten Apparaten ausreichend lange Verweilzeiten vorliegen sollen.

### 3 Beschreibung der axialen Dispersion

Die axiale Dispersion durch die laminare Strömung legt sich über die molekulare Dispersion und kann nach Taylor (1953) und Aris (1956) für  $Bo > 200$  beschrieben werden [5]

$$\frac{1}{Pe_{ax}} = \frac{1}{Re Sc} + \frac{Re Sc}{192} \quad (14)$$

Durch Betrachtung der asymptotischen Strömungszustände für sehr kleine und sehr hohe, aber noch laminare  $Re$ -Zahlen ergeben sich zwei Bereiche

$$1) \frac{1}{Pe_{ax}} = \frac{1}{Re Sc} \quad (15)$$

und

$$2) \frac{1}{Pe_{ax}} = \frac{Re Sc}{192} \quad (16)$$

mit einer minimalen axialen Dispersion bei

$$Re = \frac{\sqrt{192}}{Sc} \approx \frac{13,86}{Sc} \quad (17)$$

Dieser Bereich der minimalen axialen Dispersion wird u. a. in der Gas-Chromatographie genutzt, um ein möglichst scharfes Trennsignal zu bekommen. Die axiale Dispersion beträgt am Minimum

$$Pe_{ax,min}^{-1} = 2 \cdot (192)^{-0,5} \approx 0,144 \quad (18)$$

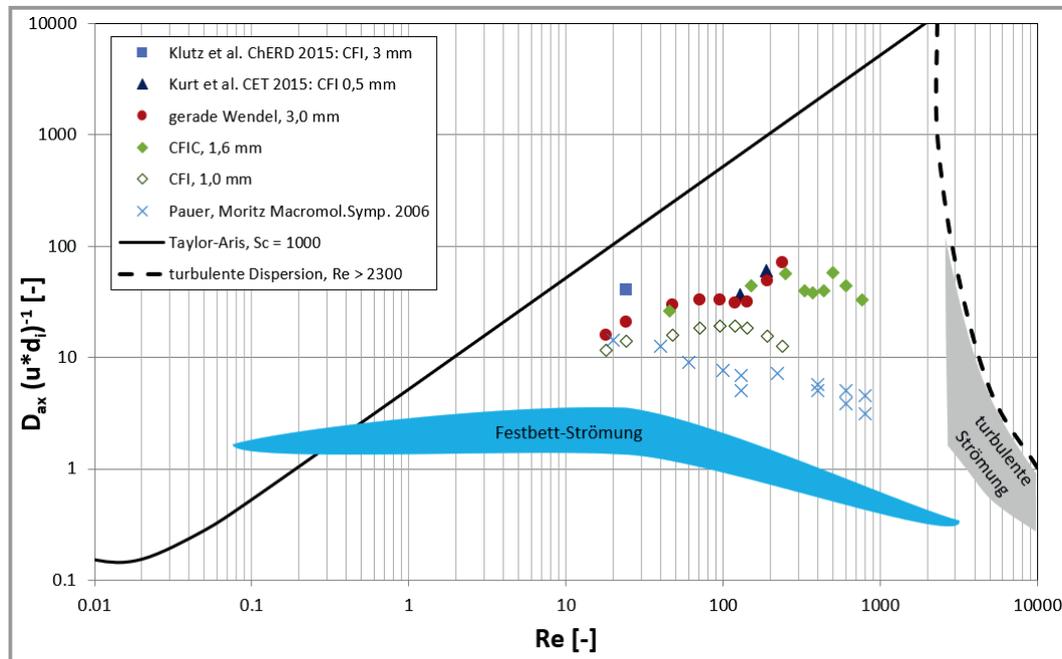
Für turbulente Strömung im Rohr ab  $Re > 2300$  gelten empirisch gefundene Korrelationen für den Dispersionskoeffizienten [7]

$$\frac{1}{Pe_{ax}} = \frac{3 \cdot 10^7}{Re^{2,1}} + \frac{1,35}{Re^{0,125}} \quad (19)$$

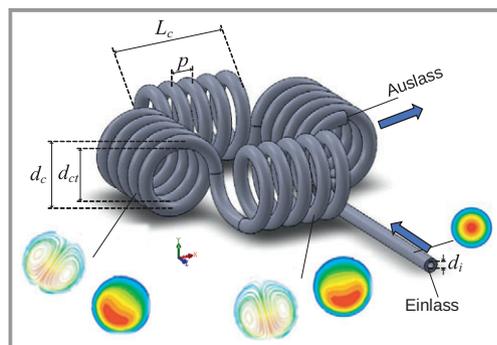
Für laminare und niedrige turbulente  $Re$ -Zahlen ist die axiale Dispersion für eine wässrige Lösung mit  $Sc = 1000$  in Abb. 3 dargestellt. Neben der Strömung im geraden Rohr sind auch die axiale Dispersion im Festbett sowie in gekrümmten Rohren dargestellt, die im Folgenden etwas genauer betrachtet werden sollen. Insbesondere der Einfluss der Sekundärströmungen aufgrund gekrümmter Rohre wird intensiver diskutiert. Alle Rohreaktoren mit Sekundärströmungen weisen eine enge Verweilzeitverteilung auf.

### 4 Sekundärströmungen zur Verbesserung der Verweilzeitverteilung

In gekrümmten oder gewendelten Rohren treten Zentrifugalkräfte auf, die zu radialen, quer zur Strömungsrichtung weisenden Sekundärströmungen führen, s. Abb. 4 mit dem Strömungsprofil in einem gewendelten Rohr. Es bilden sich die sogenannten Dean-Wirbel aus, die bei geringer Steigung



**Abbildung 3.** Axiale Dispersion der laminaren und turbulenten Rohrströmung (Wasser, 20 °C) verglichen mit der Dispersion in einer geraden Rohrwendel und einem CFI mit 90°-Umlenkungen [6]. Die Kreuze sind für den „Häkelreaktor“ [12] dargestellt, der eine niedrige axiale Dispersion für Re-Zahlen von 10 bis 1000 aufweist.



**Abbildung 4.** Aufbau des Wendelrohrapparats mit 90°-Umlenkungen, auch Coiled Flow Inverter CFI genannt, s. a. [8, 9].

der Wendel symmetrisch zur Zentrifugalkraft ausgebildet sind. Weiterhin verschiebt sich das Maximum der Strömungsgeschwindigkeit nach außen im Rohrquerschnitt.

Wird die Rohrwendel nach einer bestimmten Anzahl von Wicklungen um 90° verdreht, wird auch die Richtung der Sekundärströmung verdreht. Vormalig schlecht vermischte Bereiche im Zentrum der Wirbel werden nun gut vermischt. Dieser Aufbau ist in der Literatur als Coiled Flow Inverter (CFI) bekannt [4] und weist eine enge Verweilzeitverteilung auf (s. Abb. 2). Zur Beschreibung der Strömung im gewendelten Rohr wird die Reynolds-Zahl durch die Durchmesser des Rohres und der Wendel sowie durch die Steigung der Wendel erweitert.

Die sogenannte Dean-Zahl  $Dn$  umfasst zur Reynolds-Zahl noch die Zentrifugalkraft

$$Dn = Re \sqrt{\frac{d_i}{d_c}} = \frac{\bar{w} d_i}{\nu} \sqrt{\frac{d_i}{d_c}} \quad (20)$$

mit dem Rohrinne Durchmesser  $d_i$  und dem Wendeldurchmesser  $d_c$ . Die Torsion der Wendel wird berücksichtigt im modifizierten Torsionsparameter  $T^*$

$$T^* = Re \frac{2 \pi d_c}{p} \quad (21)$$

mit dem Wendelabstand  $p$ . Die Sekundärströmung im CFI weist einen günstigen Bereich für eine enge Verweilzeitverteilung im folgenden Bereich auf mit der kritischen Dean-Zahl  $Dn^+ > 3$  und der kritischen Torsionszahl  $T^{*+} > 1000$ . Daraus lassen sich konstruktive Hinweise für die Gestaltung eines Wendelrohrreaktors mit enger Verweilzeitverteilung ableiten [6, 10].

## 5 Konstruktionshilfen für einen Wendelrohrreaktor

Mit den Grenzen der Dean- und Torsionszahl für eine enge Verweilzeitverteilung kann ein Gebiet mit maximalem Rohrinne Durchmesser und Wendeldurchmesser nicht als Funktion der mittleren Geschwindigkeit, sondern als Funktion des Volumenstroms angegeben werden. Dazu wird die Re-Zahl als Funktion des Rohrinne Durchmessers und Volumenstroms beschrieben

$$Re = \frac{4 \dot{V}}{\pi d_i v} \quad (22)$$

und in die jeweilige Definition der weiteren dimensionslosen Kennzahlen eingesetzt. Umgeformt nach dem Wendeldurchmesser als Funktion des Rohrinnehdurchmessers ergeben sich folgende Beziehungen

$$d_c = \frac{1}{d_i} \left( \frac{4 \dot{V}}{\pi v D n^+} \right)^2 \quad (23)$$

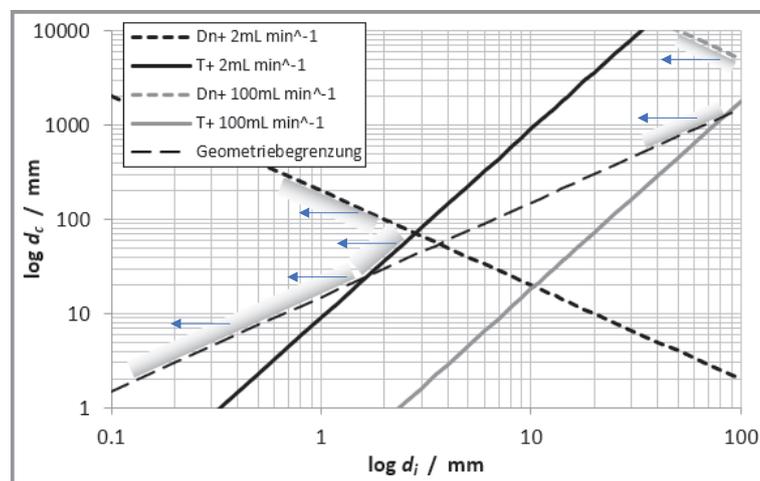
$$d_c = \frac{d_i p v T^{*+}}{4 \dot{V}} \quad (24)$$

Der Designraum für einen CFI ist in logarithmischer Darstellung für den Entwurf eines CFI für die Durchsätze von 2 und 100 mL min<sup>-1</sup> in Abb. 5 angezeigt, s. a. [10]. Der Bereich links neben den Geraden ist der mögliche Konstruktionsraum, auch grau-schattiert und mit Pfeilen gekennzeichnet. Neben den Beschränkungen der  $Dn$ - und Torsionszahl ist noch die Einschränkung eines minimalen Biegeradius als gestrichelte Linie gegeben. Danach ist ein minimaler Biegeradius vom 15-fachen Innendurchmesser möglich.

$$d_{ct} = 15 d_i \quad (25)$$

Diese geometrische Einschränkung muss je nach Material und Fertigungsverfahren überprüft und angepasst werden.

Die grundsätzliche Gestalt des Wendelrohrreaktors aus Wendeln und Umlenkungen erlaubt einen modularen Aufbau mit einer festgelegten Stützstruktur, die den Wendeldurchmesser angibt, und einen angepassten, aber im gewissen Rahmen flexiblen Rohr- oder Schlauchdurchmesser (s. a. Abb. 6). Mit diesem Aufbau können die einzelnen Geometrieparameter eines Wendelrohrreaktors unabhängig von



**Abbildung 5.** Designraum für einen umgelenkten Wendelrohrapparat CFI für zwei Volumenströme von 2 und 100 mL min<sup>-1</sup>, s. a. [10].

ihrem Einfluss auf eine enge Verweilzeitverteilung betrachtet werden [8].

*Innenrohrdurchmesser ( $d_i$ ) und Wendelrohrdurchmesser ( $d_c$ )*

Beide Durchmesser sind durch das Rohrmaterial und die Fertigungsmethode der Wendel geometrisch beschränkt (s. Abb. 6). Für eine enge Verweilzeitverteilung sollte ein möglichst enger Wendeldurchmesser gewählt werden.

*Anzahl der Wicklungen ( $n_v$ )*

Dieser Parameter bestimmt die Wendellänge und damit die erforderliche Länge des Rohres, um das die Wendel gewickelt ist. Die Auswirkung dieses Parameters auf die Verweilzeitverteilung wurde jedoch nicht untersucht. Im Falle des CFI-Designs ist dieser Parameter wichtig, da er die Anzahl der 90°-Umlenkungen begrenzt, die für eine bestimmte Rohrlänge erreicht werden können. Für eine enge Verweilzeitverteilung sollten möglichst viele Umlenkungen vorgesehen sein, womit sich bei kurzen Verweilzeiten und damit Rohrlängen eine geringe Anzahl der Wicklungen ergibt. Eine Untergrenze konnte bislang noch nicht bestimmt werden.

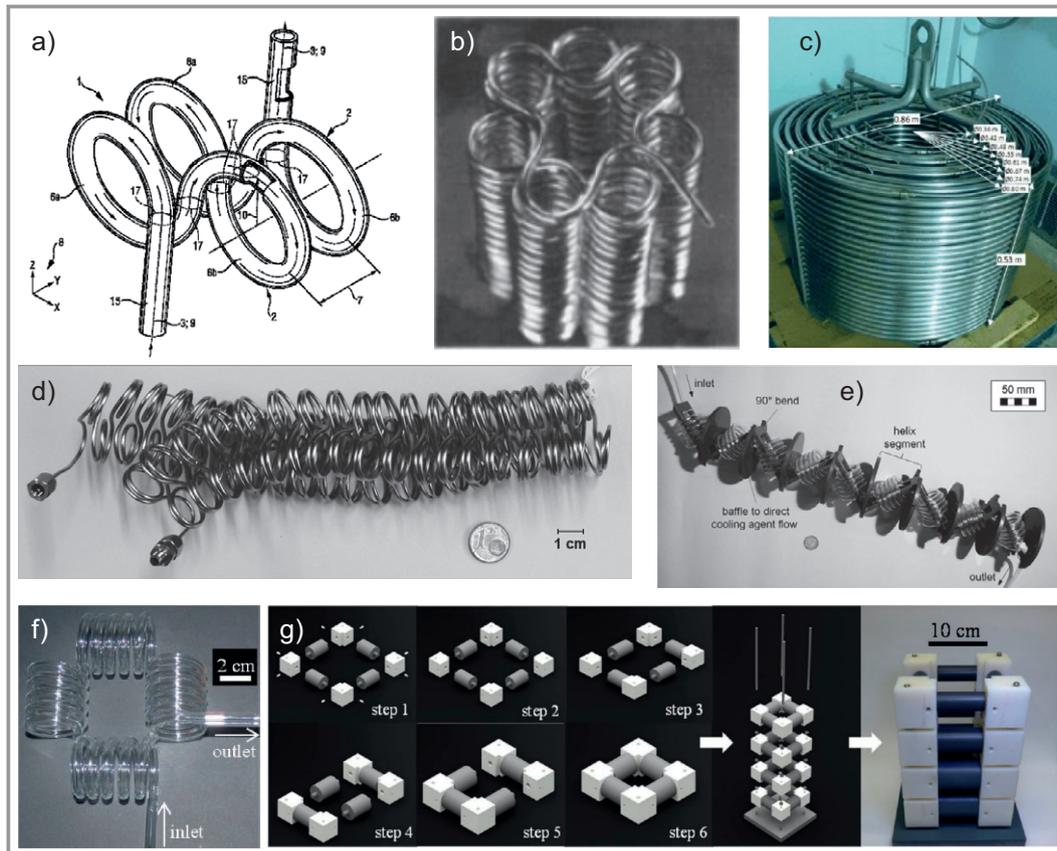
*Steigung der Wendel ( $p$ )*

Der Abstand zwischen den Mittelpunkten zweier Wicklungsbögen wird als Pitch  $p$  bezeichnet (Abb. 4). Dieser Parameter steht in direktem Zusammenhang mit dem Effekt der Torsion, der die Bildung von voll entwickelten Dean-Wirbeln beeinflusst. Bei zunehmendem Abstand  $p$  werden Dean-Wirbel verschoben und verschwinden letztendlich. Damit verbreitert sich die Verweilzeitverteilung eines gewendelten Rohres aufgrund der hohen axialen Dispersion. Der Steigungsabstand  $p$  sollte so klein wie möglich gewählt werden, d. h. mindestens der äußere Rohrdurchmesser  $d_o = d_i + 2s$ , wobei  $s$  die Wanddicke des Rohres angibt. Wenn jedoch ein CFI als Wärmeübertrager eingesetzt wird, verhindert der geringe Abstand den Durchfluss und den Wärmeübergang auf der Rohraußenseite. In diesem Fall muss der Einfluss des Pitch-Abstandes auf die Verweilzeitverteilung der CFI experimentell untersucht und ein ausreichender Pitch-Abstand bestimmt werden, der eine enge Verweilzeitverteilung und eine effiziente Wärmeübertragung erfüllt.

*Anzahl der Umlenkungen ( $n_b$ )*

Eine zunehmende Anzahl von Biegungen verbessert die radiale Vermischung aufgrund der Umkehrung des Geschwindigkeitsprofils in derselben Biegerichtung (Abb. 4). Um eine enge Verweilzeitverteilung zu erreichen, sollte die Anzahl der 90°-Umlenkungen maximiert werden unter Berücksichtigung der Grenzen anderer Parameter und Prozessbedingungen.

Neben dem CFI-Konzept gibt es noch weitere Rohrreaktoren mit Umlenkungen, die eine enge Verweilzeitverteilung aufweisen. Abb. 6 zeigt



**Abbildung 6.** a) Rohrbogenreaktor, Patent Hoechst AG 1996 [11]; b) Häkelrohrreaktor der Arbeitsgruppe Prof. Moritz und Dr. Pauer an der Universität Hamburg [12, 13]; c) Wendelrohrreaktor mit 73 L Inhalt der Fa. Eli Lilly für eine Hydrierung mit ca. 12 h Verweilzeit [14]; d) Wendelrohrreaktor mit jeweils zwei Wicklungen und 180°-Umlenkungen der Arbeitsgruppe Prof. Röder, Hochschule Mannheim [15]; e) CFI in Zickzack-Aufbau für eine Kühlungskristallisation [16, 17]; f) Glasreaktor in CFI-Design [9, 18], g) modularer Aufbau eines CFI in Kastenform [18].

eine Auswahl aus der Literatur und Patenten von bekannten Rohrreaktoren.

Die oben diskutierten Parameter erlauben auch eine Skalierung zu längerer Verweilzeit und höhere Durchsätze im Reaktor. Wenn für eine Reaktion eine längere Verweilzeit notwendig ist, werden bei gleichem Durchsatz auch der Innen- und Wendeldurchmesser konstant gehalten und die Länge des Reaktors erhöht. Das bedeutet mehr Wendeln (oder mehr Windungen der Wendel) mit einer höheren Anzahl an Umlenkungen, die wiederum zu einer höheren Bodenstein-Zahl führen. Für einen höheren Durchsatz werden CFIs mit größeren Durchmessern gewählt, die in Abb. 5 weiter oben rechts im Diagramm liegen. Eine detailliertere Diskussion ist in [10] zu finden.

In Abb. 6 sind sehr gut die unterschiedlichen Variationen der Wendelrohrapparate zu erkennen. Das Konzept der umgelenkten Rohre für Vermischung und Wärmeübertragung ist schon über 60 Jahre alt [19] und wurde immer wieder in den 1980er und 1990er Jahren aufgegriffen. Allerdings ist die systematische Untersuchung und Beschreibung der Verweilzeitverteilung sowie die Anwendung für ver-

schiedene Reaktionen und Verfahrensschritte neu und bietet noch viel Potenzial. In einem der nächsten Beiträge wird die Anwendung für mehrphasige Strömungen inklusive Feststoffe beschrieben.

## 6 Zusammenfassung

Dieser Beitrag zeigt die Bedeutung und Berechnung der Verweilzeitverteilung in Rohrreaktoren bei laminarer Strömung. Der Einfluss von Sekundärströmungen auf die Verweilzeit ist sehr wichtig für eine enge Verweilzeitverteilung, die vorteilhaft bei komplexen chemischen Reaktionen mit Nebenprodukten ist. Sekundärströmungen erzeugt durch gezielte Rohrumlenkungen verstärken die radiale Vermischung, verringern die axiale Dispersion und führen zu einer engen Verweilzeitverteilung auch bei laminaren Strömungen.

Zu den Ergebnissen haben viele Mitarbeiter beigetragen, deren Arbeit aus unterschiedlichen Quellen gefördert wurde. Zu nennen sind vornehmlich Dr. S.-K. Kurt (Invite GmbH, TU Dortmund), Dr. L. Hohmann (BMW, ENPRO-Initiative SMekT, FKZ 03ET1254D), M. Schmalenberg (BMW, ENPRO-Initiative TeiA, FKZ 03ET1528A), W. Krieger (TU Dortmund) und J. Grünh (DFG, FKZ KO2349-13).

## Symbols used

$A$	$[m^2]$	Fläche
$Bo$	$[-]$	Bodenstein-Zahl
$c$	$[-]$	Konzentration einer Markiersubstanz
$c_0$	$[-]$	Anfangskonzentration
$d_c$	$[m]$	Wendeldurchmesser
$d_{ct}$	$[m]$	Wendelrohrdurchmesser
$d_i$	$[m]$	Rohrinnendurchmesser
$D_{ax}$	$[m^2s^{-1}]$	axialer Dispersionskoeffizient
$D_m$	$[m^2s^{-1}]$	molekularer Dispersionskoeffizient
$Dn$	$[-]$	Dean-Zahl
$F$	$[-]$	Summenfunktion einer Verteilung
$h$	$[m]$	Höhe
$L$	$[m]$	Länge
$\dot{m}$	$[kg\ s^{-1}]$	Massenstrom
$n_b$	$[-]$	Anzahl der Umlenkungen
$n_t$	$[-]$	Anzahl an Windungen
$p$	$[m]$	Abstand der Windungen, Pitch
$Pe_{ax}$	$[-]$	Peclét-Zahl der axialen Dispersion
$Pe_m$	$[-]$	Peclét-Zahl der molekularen Diffusion
$r$	$[m]$	radiale Koordinate
$R$	$[m]$	Radius des Rohrquerschnitts
$Re$	$[-]$	Reynolds-Zahl
$s$	$[m]$	Rohrwandstärke
$Sc$	$[-]$	Schmidt-Zahl
$t$	$[s]$	Zeit
$T^*$	$[-]$	modifizierte Torsionszahl
$w$	$[m\ s^{-1}]$	Geschwindigkeit
$\bar{w}$	$[m\ s^{-1}]$	mittlere Geschwindigkeit
$V$	$[m^3]$	Volumen
$\dot{V}$	$[m^3s^{-1}]$	Volumenstrom
$z$	$[m]$	axiale Koordinate
$Z$	$[-]$	dimensionslose axiale Koordinate

## Griechische Symbole

$\nu$	$[m^2s^{-1}]$	kinematische Viskosität
$\theta$	$[-]$	dimensionslose Verweilzeit
$\tau$	$[s]$	hydrodynamische Verweilzeit

## Abkürzungen

CFI Coiled Flow Inverter

## Literatur

- [1] M. Baerns, A. Behr, A. Brehm, J. Gmehling, K.-O. Hinrichsen, H. Hofmann, R. Palkovits, U. Onken, A. Renken, *Technische Chemie*, 2. Aufl., Wiley-VCH, Weinheim **2013**, Kap. 6.
- [2] M. Kraume, *Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik – Grundlagen und apparative Umsetzungen*, 3. Aufl., Springer, Berlin **2020**, Kap. 4 und 5.
- [3] N. Kockmann, *Transport Phenomena in Micro Process Engineering*, Springer, Berlin **2008**, 85.
- [4] A. K. Saxena, K. D. P. Nigam, Coiled configuration for flow inversion and its effect on residence time distribution, *AIChE J.* **1984**, *30* (3), 363–368.
- [5] O. Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, 3rd ed., Wiley, New York **1999**, Ch. 11.
- [6] S. Klutz, S. K. Kurt, M. Lobedann, N. Kockmann, Narrow residence time distribution in tubular reactor concept for Reynolds number range of 10–100, *Chem. Eng. Res. Des.* **2015**, *95*, 22–33.
- [7] E. Müller-Erlwein, *Chemische Reaktionstechnik*, 3. Aufl., Springer, Berlin **2015**, Kap. 6.
- [8] S. K. Kurt, M. G. Gelhausen, N. Kockmann, *Chem. Eng. Technol.* **2015**, *38* (7), 1122–1130.
- [9] S. K. Kurt, M. Akhtar, K. D. P. Nigam, N. Kockmann, Gas-Liquid-Solid Flow Profile and Reactive Particle Precipitation in a Modular Coiled Flow Inverter, *Ind. Eng. Chem. Res.* **2017**, *56* (39), 11320–11335. DOI: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b02240>
- [10] M. Schmalenberg, W. Krieger, N. Kockmann, Modular Coiled Flow Inverter with Narrow Residence Time Distribution for Process Development and Production, *Chem. Ing. Tech.* **2019**, *91* (5), 567–575. DOI: <https://doi.org/10.1002/cite.201800172>
- [11] W. Schierholz, G. Lauschke, S. Ott, U. Schmidt, Kontinuierlicher chaotischer Konvektionsmischer, -wärmeaustauscher und -reaktor, *Patent DE 19731891*, **1997**.
- [12] W. Pauer, H.-U. Moritz, Continuous reactor concepts with superimposed secondary flow–polymerization process intensification, *Macromol. Symp.* **2006**, *243* (1), 299–308.
- [13] C. Herrmann, W. Hübinger, J. Kremeskötter, R. Minges, J. Schmidt-Thümmes, H.-U. Moritz, W. Schmidt, Vorrichtung zur kontinuierlichen Durchführung chemischer Reaktionen, *Patent DE 19634450*, **1996**.
- [14] M. D. Johnson, S. A. May, J. R. Calvin, J. Remacle, J. R. Stout, W. D. Diserod, N. Zaborenko, B. D. Haerberle, W. M. Sun, M. T. Miller, J. Brennan, Development and Scale-Up of a Continuous, High-Pressure, Asymmetric Hydrogenation Reaction, Workup, and Isolation, *Org. Process Res. Dev.* **2012**, *16*, 1017–1038.
- [15] S. Schwolow, B. Mutsch, N. Kockmann, T. Röder, Model-based scale-up and reactor design for solvent-free synthesis of an ionic liquid in a millistructured flow reactor, *React. Chem. Eng.* **2019**, *4* (3), 523–536.
- [16] L. Hohmann, R. Gorny, O. Klaas, J. Ahlert, K. Wohlgenuth, N. Kockmann, Design of a Continuous Tubular Cooling Crystallizer for Process Development on Lab-scale, *Chem. Eng. Technol.* **2016**, *39* (7), 1268–1280. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.201600072>
- [17] L. Hohmann, S. K. Kurt, S. Soboll, N. Kockmann, Separation Units and Equipment for Lab-Scale Process Development, *J. Flow Chem.* **2016**, *6* (3), 181–190. DOI: <https://doi.org/10.1556/1846.2016.00024>
- [18] S. K. Kurt, *Design and Characterization of Tubular Equipment for Process Intensification*, Verlag Dr. Hut, München **2018**.
- [19] A. Ferrari, Verfahren zur Mischung von Flüssigkeiten, *Patent DE 1064259*, **1959**.