

Fluitec Druckvorlage Nr. 11-10001 Rev. 2

Statikmischer für laminare Strömung Fluitec CSE-X® Mischer

bis zu 50% weniger Druckverlust
bis zu 40% geringere Verweilzeit

Der Fluitec Mischer CSE-X® wird für Anwendungen mit höchsten Anforderungen eingesetzt. In dieser Dokumentation wird der neue CSE-X/6-12 Mischer mit seinen hervorragenden Eigenschaften vorgestellt. Mit ihm erweitert Fluitec ihr Sortiment an statischen Mixern und festigt somit weltweit die Position als Marktleader. Anhand von Beispielen wird das herausragende Leistungsvermögen dieses Mixers, welches durch das Öffnen der Randzone und die teilweise Taillierung der Stege erzielt wird, vorgestellt. Aufgrund des kleinen Widerstandsfaktors bei höchster Mischleistung ergibt sich bei diesem Fluitec Mischer ein vielfältiger Einsatzbereich. Vom Begasen, Emulgieren, Homogenisieren bis zu Mischaufgaben mit extremen Viskositätsverhältnissen überzeugen CSE-X® Mischer von Fluitec seit Jahren. Mit dem neuartigen Mischer kann der Druckverlust bei vergleichbarer Mischleistung um bis zu 50% reduziert werden.

Grundlagen des statischen Mixens

Statische Mixer sind Apparate mit feststehenden Einbauten, die unter Nutzung der Strömungsenergie die Mischung fluider Produktströme bewirken. Da Wartung und Verschleiß vernachlässigbar sind, der Einbau meist nur wenig Platzbedarf erfordert und der Einsatz über einen weiten Viskositätsbereich erfolgen kann, werden statische Mixer zunehmend für kontinuierliche und diskontinuierliche Prozesse eingesetzt.

Die Mischvorgänge in Fluitec Mixern sind nicht zufällig, sondern laufen nach einer reproduzierbaren und optimierten Arbeitsweise ab. Die wirtschaftliche Fertigung und der niedrige Energiebedarf beeinflussen sowohl die Investitions- als auch die Betriebskosten positiv. Außerdem lässt sich eine industrielle Anlage, basierend auf langjährigen Erfahrungen und Ergebnissen von Pilotversuchen, sicher auslegen. Der Scale-up ist somit risikolos.

Die hier vorgestellte Entwicklung ist eine Neuheit auf dem Gebiet des statischen Mixens. Die Neuentwicklung wird in dieser Dokumentation mit den herkömmlichen, seit Jahren bewährten X-Mischertypen verglichen und ersetzt diese in der Zukunft.

Der neue Fluitec Mischer wird ausschliesslich im laminaren Strömungsbereich eingesetzt. Der Strömungsbereich ist abhängig von der Reynolds-Zahl und den Stoffeigenschaften der zu mischenden Flüssigkeiten.

$$Re = \frac{\rho \cdot w \cdot D}{\eta} = \frac{\rho \cdot w \cdot d_h}{\varepsilon \cdot \eta} \quad \text{Gl. 1}$$

In turbulenter Strömung ($Re > 2400$) bewegen sich die Flüssigkeitsteilchen zufällig, gehen in alle Richtungen, so dass Verwirbelungen entstehen. Bei

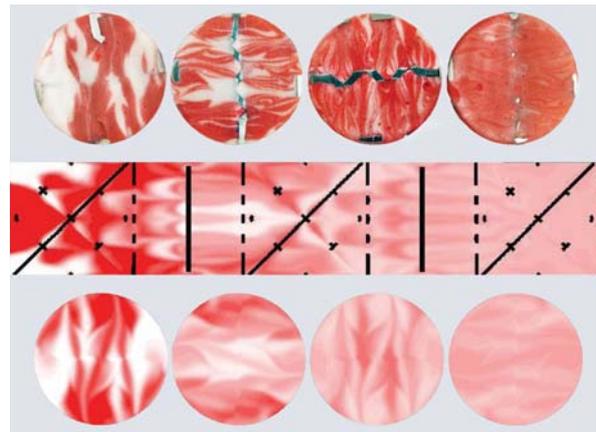


Abb. 1 Epoxischnitt und CFD Berechnung des CSE-X/6-12 Mixers

laminarer Strömung ($Re < 20$) bewegen sich die Flüssigkeitsteilchen in Schichten entlang gerader, paralleler Bahnen. Die Reynolds-Zahl ist eine dimensionslose Größe und gibt das Verhältnis der Trägheits- zur Zähigkeitskraft an. Sie ist der entscheidende Parameter für den Strömungsbereich. Um bei laminarer Strömung in statischen Mixern die Mischwirkung zu untersuchen, werden beispielsweise mit Härter vorgemischte, unterschiedlich gefärbte Epoxidharze in die Mischstrecke gedrückt und anschließend ausgehärtet. Zur Untersuchung der Vorgänge im Innern des Mixers kann nun der ausgehärtete Mischstab in Scheiben zerlegt werden. Die Bilder, die sich aus den Scheiben ergeben, zeigen, dass mit zunehmender Mischerlänge eine rasch zunehmende Anzahl Schichten gebildet wird, wobei die Schichtdicke ab und die Homogenität zunimmt. Vergleichbare Mischbilder kann man heutzutage auch mit CFD Berechnungen darstellen (siehe Abb. 1).

Randzone geöffnet

Seit vielen Jahren wurde versucht, die Mischintensität des CSE-X® Mixers zu verbessern. Beispielsweise versuchte man mit Erfolg die Steganzahl sowie den Geometrieaufbau zu variieren.

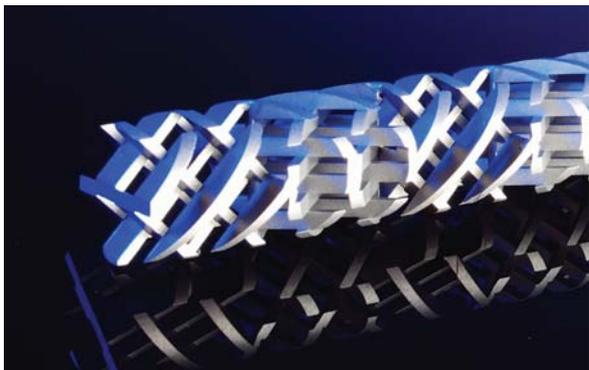


Abb. 2 CSE-X/4 und CSE-X/8 Mischelement

Dabei stellte sich die folgende Frage:

Wird die Schichtenbildung im CSE-X Mischer durch die Anzahl Stege erzeugt oder sind es die offenen Kanäle zwischen den Stegen, die dafür verantwortlich sind? Falls die offenen Kanäle dazu führen, dann könnte man die Stegzahl beispielsweise von 8 Stege auf 6 Stege reduzieren und dafür die Randzone am Mischrohr öffnen. Die Mischleistung müsste somit konstant bleiben.

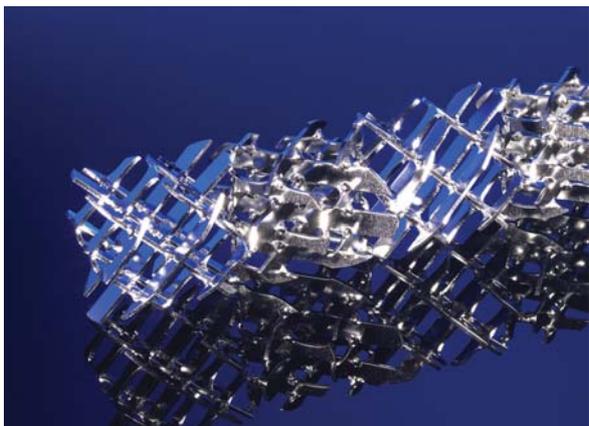


Abb. 3 CSE-X Mischer mit offenen Randzonen

Homogenitätserfassung

Der Erfolg eines Mischvorganges kann quantitativ beurteilt werden, wenn ein Maß für den Zustand einer Mischung existiert und dieses aus örtlich gemessenen Größen (z.B. Temperatur, Konzentration, el. Leitfähigkeit) mittels photometrischer Analyse (FIP), mit Hilfe von laserinduzierter Fluoreszenz (LIF) oder mit CFD Berechnung usw. gewonnen werden kann [1]. Sind solche Daten über den Strömungsquerschnitt vorhanden, so kann die Mischung nach statistischen Gesichtspunkten ausgewertet werden.

In der statischen Mischtechnik hat sich der Variationskoeffizient COV als praktisches Mischgütemass durchgesetzt, da in der Praxis der Endzustand einer Mischung, in Abhängigkeit zur Konzentration, von Bedeutung ist. Je kleiner dieser Quotient ist, desto homogener die Mischung.

Folgende Größen beeinflussen die Mischgüte in einer homogenen Mischung:

$$COV = f\left(Re, Fr, We, Sc, \frac{\eta_1}{\eta_2}, \dot{\gamma}, \bar{X}, \frac{L}{D}, Typ\right) \quad \text{Gl. 2}$$

Bei hochviskosen, löslichen Flüssigkeiten sind bei ähnlicher Dichte und geringen Viskositätsunterschieden die dimensionslosen Zahlen Re , Fr , We , Sc unbedeutend und können vernachlässigt werden. In erster Annäherung geht damit bei newtonscher, laminarer Strömung die obige Gleichung über in

$$COV = f\left(\bar{X}, \frac{L}{D}, Typ\right) = \frac{\sigma}{\sigma_0} \cdot \sqrt{\frac{1}{\bar{x}} - 1} \quad \text{Gl. 3}$$

Da die Mischung jetzt nur noch von der Konzentration, der Mischergeometrie und von der Länge abhängig ist, kann der Variationskoeffizient in Funktion der Konzentration dargestellt werden.

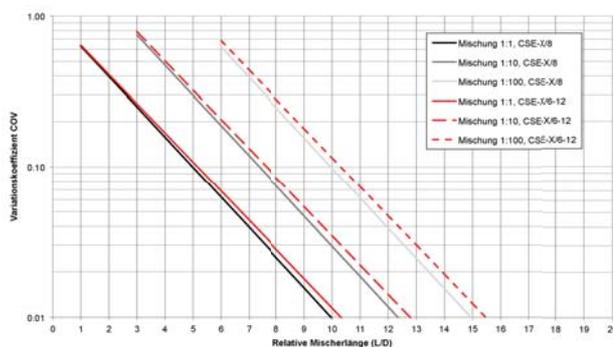


Abb. 4 Variationskoeffizient COV des Fluitec CSE-X Mixers und des Fluitec Mixers CSE-X/6-12 (angepasst an die Leitfähigkeitsmethode [3], [2]).

Abb. 4 zeigt, dass die beiden Mischergeometrien eine annähernd vergleichbare Mischleistung aufweisen. Es bestätigt sich, dass die Schichtenbildung nicht durch die Anzahl Stege, sondern durch die Anzahl der offenen Kanäle erzeugt wird. Das Öffnen der Randzonen unterstützt die Mischleistung bei vergleichbarem engem Verweilzeitenspektrum. Randgängigkeiten im CSE-X/6-12 Mischer konnten nicht beobachtet werden.

Druckabfall bei laminarer Strömung

Der Druckabfall muss mit Fördereinrichtungen wie Pumpen, Extruder oder Gebläsen überwunden werden. Er lässt sich für newtonsche Flüssigkeiten mit der folgenden Gleichung für den laminaren Strömungsbereich beschreiben:

$$\Delta p_l = NeRe \cdot \eta \cdot w \cdot \frac{Le \cdot Me}{D^2} \quad \text{Gl. 4}$$

Im laminaren Strömungsbereich ist die Newton-Zahl umgekehrt proportional zur Reynolds-Zahl, d.h. es gilt $NeRe = \text{konstant}$. Die $NeRe$ -Zahl des CSE-X/8 Mixers liegt bei 1200 - 2400, abhängig von der Stegbreite. Messungen mit dem neuen Fluitec Mischer ergaben überraschende $NeRe$ -Zahlen von nur 570 - 700. Beim CSE-X/6-12 Mischer kann der Druckverlust bei vergleichbarer Mischleistung um bis zu 50% reduziert werden.

Beispiel 1

Ein PET-Prepolymer wird vor der Verarbeitung zu Folien mit Titandioxid mattiert. Der Mischer muss in eine bestehende Anlage eingebaut werden. Die vorhandene Einbaulänge beträgt $L < 1.5$ m. Der zul. Druckverlust darf 15 bar nicht überschreiten. Das TiO_2 soll homogen eingemischt werden.

TiO₂-haltiges Additiv

$\dot{V}_1 = 0.025$ m³/h Anteil an TiO_2 , $x_1 = 500$ g TiO_2 /l

Viskosität $\eta = 250$ Pas

PET-Prepolymer

$\dot{V}_2 = 2.5$ m³/h, Viskosität $\eta = 250$ Pas

Es ergibt sich eine mittlere Konzentration von:

$$\bar{x} = 500 \cdot \frac{\dot{V}_1}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2} = 500 \cdot \frac{0.025}{0.025 + 2.5} = 500 \cdot 0.01 = 4.95 \frac{g TiO_2}{l}$$

Am Mischeraustritt soll $\Delta X_{max} = \pm 0.5$ g TiO_2 /l sein (Gauss-Normalverteilung $\pm \Delta X_{max} = 2\sigma$)

$$\Delta X_{max} = 2 \cdot \sigma \rightarrow \sigma = \frac{\Delta X_{max}}{2} = 0.25 \frac{g TiO_2}{l}$$

Der erforderliche Variationskoeffizient beträgt:

$$COV = \frac{\sigma}{\bar{x}} = \frac{0.25}{4.95} = 0.05$$

Aus Abb. 4 kann für eine Konzentration von 0.01 (Mischung 1:100) und einem COV von 0.05 eine min. Elementzahl von 12 Elementen abgelesen werden. Für einen CSE-X/6-12 Mischer DN100 (D,Le = 0.105 m, $w = 0.079$ m s⁻¹, $\epsilon = 0.93$, NeRe = 650) resultiert gemäss Gl. 4 folgender Druckverlust (1bar = 10⁵ Pa):

$$dp = 650 \cdot 250 \cdot 0.079 \cdot \frac{0.105 \cdot 12}{0.105^2} = 14.7 \cdot 10^5 Pa = 14.7 bar$$

Für den CSE-X/8 Mischer gilt (D,Le = 0.13 m, $w = 0.053$ m s⁻¹, $\epsilon = 0.91$, NeRe = 1200):

$$dp = 1200 \cdot 250 \cdot 0.053 \cdot \frac{0.13 \cdot 12}{0.13^2} = 14.7 \cdot 10^5 Pa = 14.7 bar$$

Ein Längenvergleich ergibt:

$$L_{CSE-X/8} = 12 \cdot 0.13 = 1.56 m, L_{CSE-X neu} = 12 \cdot 0.105 = 1.26 m$$

$$\tau_{CSE-X/8} = \frac{1.56}{0.053} \cdot 0.91 = 26.8 s, \tau_{CSE-X neu} = \frac{1.26}{0.073} \cdot 0.93 = 16.0 s$$

Vergleicht man die Verweilzeiten in den Mixern, so wird ersichtlich, dass die Verweilzeit um 40% reduziert werden kann.

Beispiel 2

Beim Extrudieren von Kunststoffschmelze entsteht innerhalb des Schmelzestromes ein unterschiedliches Temperaturprofil. Dieses Profil ist abhängig vom Schneckentyp und von der Ausstossleistung. Die Temperaturunterschiede führen folglich beim Endprodukt zu erheblichen Qualitätsschwankungen. Fehler durch eine unzureichende Homogenisierung der Plastifiziereinheit können mit dem Einsatz des CSE-X Mixers beseitigt werden.

Ein Schmelzestrom weist folgende Temperaturdifferenz am Eintritt in den Mischer auf:

$T_{max} = 250^\circ C$, 0.5 m³ h⁻¹, Polystyrol MFI 3 - 4

$T_{min} = 230^\circ C$

Mittlere Temperatur $T_m = 240^\circ C$ (ca. 1:1 Mischung)

$$\Delta T_0 = 20^\circ C \rightarrow 2 \cdot \sigma_0 \rightarrow \sigma_0 = \frac{\Delta T_0}{2} = 10^\circ C$$



Abb. 5 CSE-X Schmelzemischer für die Extrusion

Die erforderliche Temperaturdifferenz sollte max. $\pm 3^\circ C$ betragen.

$$\sigma = \frac{\Delta T_{max}}{2} = \frac{3^\circ C}{2} = 1.5^\circ C$$

Daraus ergibt sich ein COV von:

$$1:1 \rightarrow \bar{x} = 0.5 \rightarrow COV = \frac{\sigma}{\bar{x}} \cdot \sqrt{\frac{1}{\bar{x}} - 1} = \frac{1.5^\circ C}{10^\circ C} = 0.15$$

Aus Abb. 4 kann für eine Konzentration von 0.5 und einem COV von 0.15 eine min. Elementzahl von ca. 4 Elementen abgelesen werden. Messungen haben ergeben, dass die Temperaturdifferenzen in Wirklichkeit nach dem Mischer etwas kleiner sind, da der Effekt der Wärmeleitung in dieser Rechnung nicht berücksichtigt wird.

Polymere verhalten sich in der Regel strukturviskos, d.h. die Viskosität η ist keine Konstante, sondern sie ändert sich jeweils mit dem Schergefälle. Die Schergeschwindigkeit wird aus dem Verhältnis zwischen dem Geschwindigkeitsunterschied zweier benachbarter Flüssigkeitsschichten und deren Abstand berechnet. Sie lässt sich bei statischen Mixern wie folgt berechnen:

$$\dot{\gamma} = \frac{k \cdot w}{D} \quad \text{Gl. 5}$$

Für einen CSE-X/6-12 Schmelzemischer SM75 (D, Le = 0.0682 m, $w = 0.04$ m s⁻¹, NeRe = 670, $k=38$) resultiert gemäss Gl. 5 eine Schergeschwindigkeit von

$$\dot{\gamma} = \frac{k \cdot w}{D} \approx \frac{38 \cdot 0.04}{0.0682} \approx 22.3 s^{-1}$$

Mit der mittleren Schergeschwindigkeit kann man aus dem Viskositätsdiagramm in Abb. 6 bei 240°C eine mittlere Viskosität von ca. 1220 Pas ablesen.

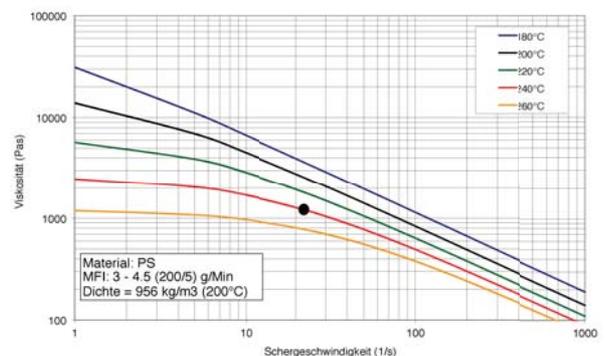


Abb. 6 Viskositätsdiagramm Polymerschmelze PS

Dies ergibt einen Druckverlust gemäss Gl. 4 von:

$$dp = 670 \cdot 1220 \cdot 0.04 \cdot \frac{0.0682 \cdot 4}{0.0682^2} = 19.2 bar$$

Beispiel 3

Einer hochviskosen Zuckerlösung wird wässriger Farbstoff zudosiert und homogen gemischt. Eine Mischung gilt als homogen, wenn eine Mischung einen Variationskoeffizienten von 1% bis 5% aufweist.

Erforderlicher $COV = 1\%$, Mischer- \varnothing 41.9 mm

Leerrohrgeschwindigkeit $w = 0.02 \text{ m s}^{-1}$

Wässriges Additiv

$\dot{V}_1 = 1 \text{ l/h}$ Farbstoff, Viskosität $\eta = 1 \text{ mPas}$

Zuckerlösung

$\dot{V}_2 = 100 \text{ l/h}$, Viskosität $\eta = 35'000 \text{ mPas}$

$$\bar{x} = \frac{\dot{V}_1}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2} = \frac{1}{100 + 1} = 0.01$$

Aus der Literatur von Streiff [5] [6], lässt sich eine benötigte Mischelementzahl von 19.5, resp. 20 Mischelementen für einen 8-Steg Mischer herleiten. Im Falle eines CSE-X/8 Mischer lässt sich der Druckverlust nach Gleichung 4 mit einer $NeRe$ -Zahl von 1450 wie folgt berechnen:

$$dp = 1450 \cdot 35 \cdot 0.02 \cdot \frac{0.0419 \cdot 20}{0.0419^2} = 4.85 \text{ bar}$$

Beim CSE-X/6-12 Mischer von Fluitec wird im Gegensatz zum CSE-X/8 Mischer bei hoch-niederviskos Mischaufgaben eine Abhängigkeit der Schergeschwindigkeit beobachtet. Diese Abhängigkeit lässt sich für ein Viskositätsverhältnis von 35'000 in Abbildung 7 darstellen.

Um die benötigte Anzahl Mischelemente festlegen zu können, muss die mittlere Schergeschwindigkeit berechnet werden. Diese lässt sich wie folgt darstellen:

$$\dot{\gamma} = \frac{k \cdot w}{D} \approx \frac{38 \cdot 0.02}{0.0419} \approx 18.1 \text{ s}^{-1}$$

Aus Abb. 7 kann für eine Konzentration von 1% bei einer Schergeschwindigkeit von 18.1 s^{-1} eine Mischelementzahl von 18 Elementen abgeschätzt werden. Für einen CSE-X/6-12 Mischer DN40 (D , $Le = 0.0419 \text{ m}$, $w = 0.02 \text{ m s}^{-1}$, $NeRe = 700$) resultiert gemäss Gleichung 4 ein Druckverlust von

$$dp = 700 \cdot 35 \cdot 0.02 \cdot \frac{0.0419 \cdot 18}{0.0419^2} = 2.11 \text{ bar}$$

Auch hier wird die Überlegenheit des Mischers deutlich sichtbar, insbesondere wenn der Vergleich bei identischem Druckverlust erfolgt.

Wählt man einen CSE-X/6-12 Mischer der Nennweite DN30 (D , $Le = 0.031 \text{ m}$, $w = 0.037 \text{ m s}^{-1}$, $NeRe = 650$), so ergibt sich eine Schergeschwindigkeit von 45 s^{-1} , was wiederum dazu führt, dass 17 Mischelemente für eine homogene Mischung ausreichen.

$$\dot{\gamma} = \frac{k \cdot w}{D} \approx \frac{38 \cdot 0.037}{0.031} \approx 45.4 \text{ s}^{-1}$$

$$dp = 650 \cdot 35 \cdot 0.037 \cdot \frac{0.031 \cdot 17}{0.031^2} = 4.61 \text{ bar}$$

Zusammenfassung

Das Mischen von Flüssigkeiten mit Viskositätsverhältnissen von über 1:1000 kann generell als schwierig bezeichnet werden. Bis anhin konnte nur der CSE-X/8 Mischer solche Mischaufgaben bewältigen. Es ist um so mehr beeindruckend, dass

der CSE-X/6-12 Mischer die Mischaufgaben lösen kann. Der CSE-X/6-12 Mischer übertrifft im Leistungsvergleich herkömmliche X-Mischer bei weitem. Vereinfacht kann man die Eigenschaften des CSE-X/6-12 Mischer wie folgt beschreiben:

bei gleicher Mischleistung

- Der Druckverlust des Mischers hat sich um rund 50% reduziert.

bei gleichem Druckverlust

- Der Mischer kann eine Nennweite kleiner gebaut werden.

- Die Verweilzeit wird um rund 40% reduziert.

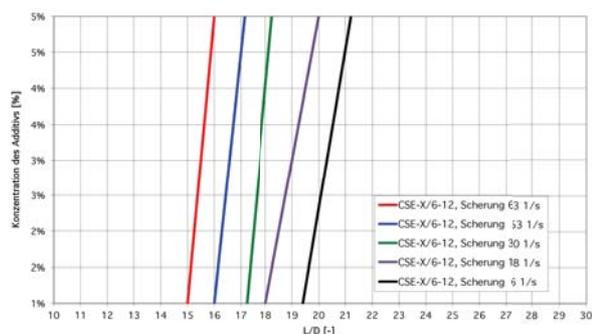


Abb. 7 Mischleistung des neuen CSE-X Mischers bei einem Viskositätsverhältnis von 35'000

Symbolverzeichnis

	Bezeichnung / SI-Einheit
COV	Variationskoeffizient [-], [%]
dh	hydraulischer Durchmesser [m]
dp	Druckabfall [Pa, bar]
D	Durchmesser [m]
k	Scherfaktor [-]
Le	Länge Mischelement [m]
Me	Anzahl Mischelemente [-]
$NeRe$	Widerstandsfaktor [-]
Re	Reynolds-Zahl [-]
\dot{V}_1, \dot{V}_2	Volumenstrom [$\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$]
w	Leerrohrgeschwindigkeit [m s^{-1}]
\bar{x}	Arithmetischer Mittelwert, Konzentration [-]
ΔT	Temperaturdifferenz [$^{\circ}\text{C}$]
ΔX	Konzentrationsdifferenz [-]
τ	Verweilzeit [s]
ε	Lückenvolumen [-]
η	dynamische Viskosität [Pas]
ρ	Dichte [kg m^{-3}]
σ	Standardabweichung [-]
$\dot{\gamma}$	Schergeschwindigkeit [s^{-1}]

Literatur:

- [1] Grosz-Röll, F.: Aufbereitungs-Technik 20 (1979)
- [2] Streiff, F.: Chem.-Ing.-Tech. 52 (1980) Nr. 6, S. 520 – 522
- [3] Pahl, M., Muschelknautz, E.: Chem.-Ing.-Tech. 52 (1980) Nr. 6, S. 285 – 291
- [4] EP 2 286 904 B1.; Statische Mischvorrichtung für fließfähige Stoffe
- [5] Streiff, F. Verfahrenstechnik 34 (2000) Nr. 1-2
- [6] Streiff, F. Mischen von Kunststoffen und Kautschuk, VDI-Verlag, 1993