

# FARBE **UND** LACK

10.2017 // 123. Jahrgang // [www.farbeundlack.de](http://www.farbeundlack.de)



## Biobasierte Lacksysteme

NACHWACHSEND UND LEISTUNGSFÄHIG

## Bindemittelproduktion

SO WIRD SIE KONTINUIERLICH

## Marketing für KMU

OHNE WEBAUFTTRITT GEHT GAR NICHTS

Termin vormerken!  
FARBEUNDLACK // LIVE

Thema: Biobasierte  
Lacksysteme  
11. Oktober 2017,  
11:00 Uhr

[www.farbeundlack.de/live](http://www.farbeundlack.de/live)



# Schneller, preiswerter, effizienter – kontinuierliche Bindemittelproduktion



## **BINDEMITTELEMULSION //**

ES WURDE DIE UMSTELLUNG EINES ABSATZWEISE BETRIEBENEN HERSTELLUNGSPROZESSES EINER BINDEMITTELEMULSION IN EINEN KONTINUIERLICHEN BETRIEB UNTERSUCHT. DABEI KONNTE GEZEIGT WERDEN, DASS DER RÜCKSTANDSANFALL AUF UNTER EIN PROZENT DES AUSGANGSWERTES REDUZIERT UND DER SPEZIFISCHE ENERGIEEINSATZ ETWA HALBIERT WERDEN KONNTE. GLEICHZEITIG WURDE DER BETRIEB AUTOMATISIERT UND DER REINIGUNGSaufWAND HINSICHTLICH DAUER UND REINIGUNGSMITTELEINSATZ STARK REDUZIERT.

**Matthias Wengerter und Stephan Scholl, TU Braunschweig, und Helmut Nieder, Auro Pflanzenchemie AG**

Traditionell werden die meisten Produkte der Farben- und Lackindustrie diskontinuierlich oder semi-kontinuierlich hergestellt. Dabei durchlaufen die Rohstoffe und Zwischenprodukte die einzelnen Prozessstufen in zeitlicher Abfolge. Oft verbleiben sie für den gesamten Herstellungsprozess bis zur Abfüllung im selben Behälter und werden in Rührkesseln erwärmt, vermischt und anschließend heruntergekühlt. Aufgrund der damit einhergehenden Ineffizienzen ist bei großen Apparatenvolumina eine hohe Energiezufuhr zum Mischen, Temperieren und Reagieren notwendig. Eine Erhöhung der Energieeffizienz kann durch eine Wärmeintegration mit Vorheizung der Edukte und gleichzeitige Abkühlung des Reaktorinhalts erreicht werden. Aufgrund der unterschiedlichen Zeitpunkte von Wärmebedarf und Wärmeangebot bei Batchprozessen ist dies dort meist nicht wirtschaftlich, so dass Effizienzpotenziale nicht erschlossen werden.

Ein weiterer, wichtiger Aspekt bei der absatzweisen Produktion sind die Aufwendungen für das Spülen bei Produktwechseln oder zwischen Chargen und das Reinigen am Ende der Produktion. Neben den Arbeitszeitkosten verursacht die fachgerechte Entsorgung von Reinigungs- und Lösemitteln weiteren finanziellen Aufwand. Die Effizienz sinkt, je mehr Produktreste bei der Reinigung mit entsorgt werden. Ein Technologiewechsel zu kontinuierlicher Produktion kann diesen Punkten entgegenwirken.

Die Umstellung von Batchbetrieb auf kontinuierliche Verfahren wurde bereits für eine Vielzahl von Produkten untersucht und realisiert. In einer Studie wird dargelegt, dass die Hälfte der darin betrachteten Synthesen von einer solchen Umstellung profitieren würde (1). Mit dem Einsatz milli- und mikroverfahrenstechnischer Komponenten würde die Umstellung von Makro-Batch auf Mikro-Konti ermöglicht und die Potenziale zur Steigerung der Energieeffizienz (2) und Wirtschaftlichkeit (3; 4) könnten ausgeschöpft werden.

Am Institut für Chemische und Thermische Verfahrenstechnik der TU Braunschweig konnte die Vorteilhaftigkeit der Umstellung einer absatzweisen auf eine kontinuierliche Produktion für verschiedene Produkte gezeigt werden. Die kontinuierliche Kristallisation von Lipidnanopartikeln als neuartige Wirkstoffträgersysteme war Gegenstand der Untersuchungen von Jasch und Schoenitz (5; 6). Die erfolgreiche Umstellung einer Batch- auf eine kontinuierliche Betriebsweise für eine Schreibfarbenproduktion unter Nutzung mikroverfahrenstechnischer Komponenten wurde bereits 2011 vorgestellt (7). Gezeigt wurde, dass eine kontinuierliche Produktion auch für problematische Stoffsysteme, wie solche mit der Neigung zum Schäumen sowie für partikelbeladene Edukte, möglich ist. Der Bedarf an Prozessenergie wurde durch Einsatz einer Wärmeintegration um 85 % gesenkt. Außerdem gelang es aufgrund des geringen internen Anlagenvolumens, den Bedarf an Reinigungsmitteln und den daraus resultierenden Abwasseranfall im Vergleich zur diskontinuierlichen Betriebsweise um 95% zu reduzieren. (8; 9) Im vorliegenden Fall konnte gezeigt werden, dass die Prozessumstellung von diskontinuierlicher auf kontinuierliche Bindemittelproduktion mit einer Reihe von Vorteilen verbunden ist. Nach Beschreibung der beiden Prozessvarianten und den Ergebnissen des kontinuierlichen Betriebs werden diese erläutert.

### Diskontinuierliche Bindemittelproduktion

Ausgangspunkt ist eine Bindemittlemulsion aus einem diskontinuierlichen Verfahren. Sie findet später Verwendung in Farben und Lacken. Bei einem der eingesetzten Rohstoffe handelt es sich um eine organische Komponente. Sie fungiert bei der späteren Anwendung als Filmbildner. Ihre hohe Viskosität stellte eine besondere Herausforderung im Herstellungsprozess dar. Dieser klassische Batchprozess lief in einem Rührkessel mit einem Volumen von mehr als 1 m<sup>3</sup> ab.

- Der spezifische Energiebedarf (Energiebedarf je kg Produkt Bindemittlemulsion) wurde im Vergleich zum Batch-Prozess auf etwa 50% gesenkt.
- Kontinuierliche, gleichbleibende Qualität und verringerte Gefahr von Fehlchargen: Feinere Partikelgrößen und homogene, enge Partikelgrößenverteilung.
- Automatisierung entlastet Bediener, spart Zeit und ermöglicht unbeaufsichtigte Produktion: Eigensicherer Betrieb durch Erkennen von nicht bestimmungsgemäßen Betriebszuständen.
- Der Betrieb der Anlage erfolgt nur mit elektrischer Energie (statt vorher mit Strom, Gas und Kühlwasser).
- Das interne Anlagenvolumen wurde um zwei Größenordnungen reduziert (von > 1 m<sup>3</sup> auf < 5 l)
- Komfortables, teilautomatisiertes Spülen und Reinigen mit sehr niedrigem Bedarf an nahezu vollständig aufarbeitbarem Reinigungsmittel.

Um kritische Prozessparameter zu identifizieren, wurden zu Projektbeginn sämtliche Stoff- und Energieströme bilanziert. Qualitäts- und prozessbezogene Kennzahlen wurden aufgestellt und sowohl das Produkt als auch das Verfahren hinsichtlich dieser Merkmale eingehend untersucht. Zu den qualitätsrelevanten Kriterien zählten die Dichte, Viskosität, pH-Wert, Tropfengrößenverteilung. Spezifischer Energiebedarf, Reinigungsmittelmenge, zu entsorgende Abfälle sowie eingesetzte Energieträger beschreiben die prozessbezogenen Kennwerte (Tab. 1). Mit den identifizierten Parametern als Ausgangsgrößen zum späteren Vergleich der Prozessvarianten wurde der nachfolgend beschriebene kontinuierliche Herstellungsprozess ausgearbeitet und bewertet.

### Kontinuierlicher Herstellungsprozess

Abb. 1 zeigt die Bindemittelproduktion in kontinuierlicher Betriebsweise. Das Verfahren wurde für einen Zielmassenstrom von etwa 5 – 15 kg h<sup>-1</sup> entworfen. In Behälter B1 wird die organische Phase vorgelegt. Sie wird vor dem Emulgieren im Wärmeübertrager W1 erwärmt. Behälter B2 beinhaltet die übrigen, zu einer wässrigen Phase vorvermischten Komponenten. Die wässrige Phase wird bei Raumtemperatur verwendet. Zur Förderung der beiden Phasen kommen die Pumpen P1 und P2 zum Einsatz. Nach dem Erstkontakt der Phasen im Vormischer M1 wird das Zwischenprodukt in Behälter B3 gesammelt. Anschließend erfolgt das Feinmulgieren im Mischer M2. Die Ventile V1 bis V3 ermöglichen eine Rückführung in Behälter B3 bzw. den Transport in den Produktcontainer B4. Eine prozessintegrierte Reinigung durch Rückspülung ist unter Verwendung der Ventile V4 bis V8 vorgesehen. Die Exzentrerschneckenpumpen P1 und P2 fördern die beiden Phasen mit konstantem Strom und pulsationsarm auf einem hohen Druckniveau. In beiden Strängen dienen verschiedene Sensoren zur Messung von Druck, Temperatur und Massenstrom. Im Unterschied zur wässrigen Phase durchläuft die organische den elektrischen Inline-Wärmeübertrager W1, welcher in Abb. 2 dargestellt ist. Er besteht aus zwei konzentrischen Zylindern mit senkrecht dazu angeordnetem Zulauf am Boden und einem kegelförmigen Auslass am oberen Ende. Im Zentrum befindet sich eine Heizpatrone, die das zwischen den beiden Zylinderwänden fließende Fluid erwärmt (Abb. 3). Nach Senkung der Viskosität sowie Erhöhung der Fließfähigkeit durch

das Vorheizen gelangt die organische Phase in den Vormischer M1. Dieser statische V-Mischer (Abb. 4) besteht aus einem diffusionsverschweißten Folienstapel. Jede der abwechselnd gestapelten Folien besitzt die gleiche Anzahl an Mikrokanälen, die von einem der zwei Mischereingänge diagonal zum mittigen Ausgang auf der gegenüberliegenden Seite verlaufen.

Die beiden Phasen treffen im Mikro-V-Mischer M1 im Verhältnis von etwa 1:1 aufeinander und bilden eine grobe VoremulSION. Deren Tropfengrößenverteilung entspricht noch nicht der geforderten Produktspezifikation der Bindemittlemulsion, sodass eine anschließende Feinemulgierung notwendig ist. Hierzu wird die VoremulSION Behälter B3 zugeführt, welcher direkt über einem Rotor-Stator-Mischer (M2 in

Abb. 1) montiert ist und diesem als Vorlage für den Zulauf dient. In diesem aktiven Mischer werden die Tropfen der organischen Phase in mehreren Stufen geschert. Der den aktiven Mischer verlassende Strom wird je nach Stellung der Regelventile V2 und V3 anteilig in Behälter B3 (über aktivem Mischer in Abb. 5 montiert) rezykliert und erneut geschert oder in Produktbehälter B4 gefördert. Vor Erreichen des Produktbehälters prüft eine Sonde den pH-Wert der fertigen Emulsion.

Ein Datenlogger erfasst die Prozessdaten. Sie werden von einem Mikrocomputer (Raspberry Pi (10)) erfasst. Dieser Rechner steuert und regelt die Bindemittelanlage (Abb. 6) und bietet eine Fernabfragefunktion. Ein zur Anlagensteuerung selbst entwickeltes Programm erlaubt die kurzfristige Realisierung von Anpassungswünschen. Die

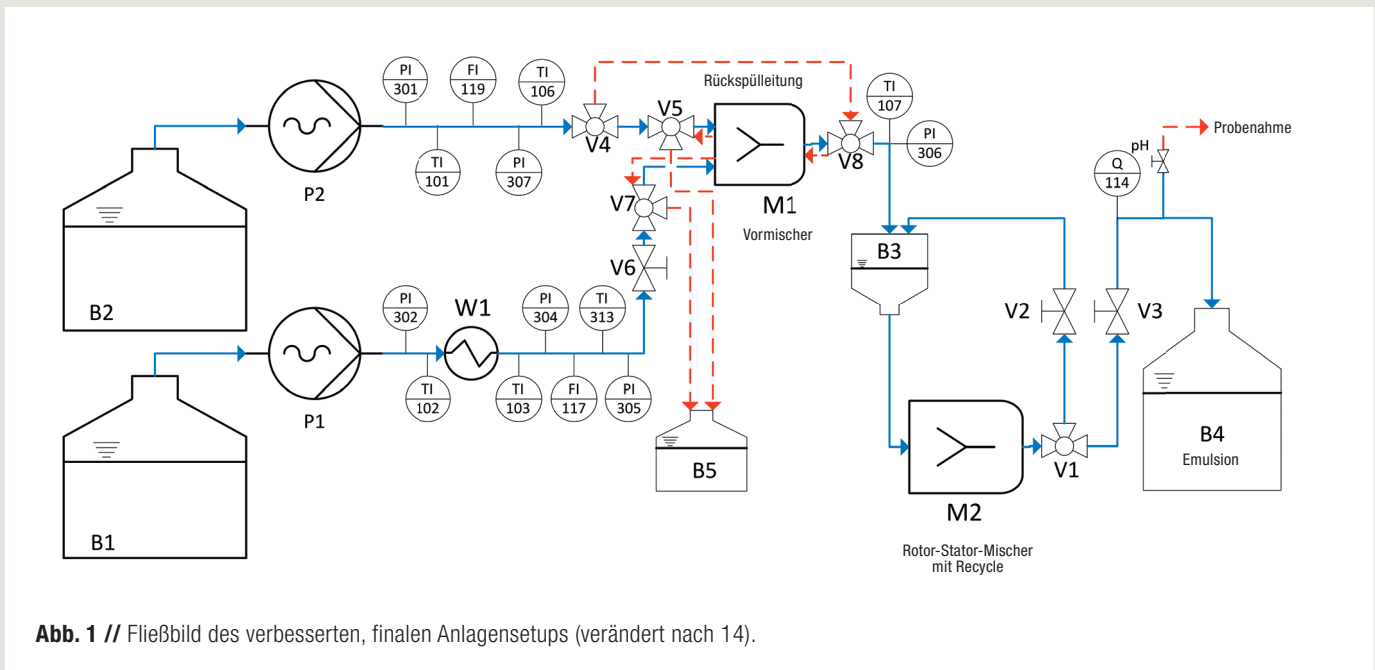


Abb. 1 // Fließbild des verbesserten, finalen Anlagensetups (verändert nach 14).



Abb. 2 // Elektrischer Wärmeüberträger.



Abb. 3 // Schematische Darstellung des Innenaufbaus des elektrischen Wärmeübertragers; (Bild: Y. Li, verändert).



Abb. 4 // V-Mischer mit Passageneingängen P1 und P2 unten im Bild.

Prüfung der qualitäts- und prozessbezogenen Kennwerte durch Überwachung von Druck, Temperatur, pH-Wert und Füllstand findet kontinuierlich während der laufenden Produktion statt. Sämtliche Produktionsparameter und Messwerte der Sensoren werden protokolliert und zur späteren Kontrolle und Rückverfolgbarkeit gespeichert. Aus den verschiedenen (dem Bediener in Echtzeit visualisierten) Prozessparametern lässt sich der Betriebszustand der Anlage ablesen.

Eine Reinigung der Anlage erfolgt vor Stillstand oder optional zwischen den Produktionszyklen, d.h. beispielsweise bei einem etwa alle 100 Stunden notwendigem Containerwechsel. Vor Beginn der Reinigung wird der Vorlagebehälter B3 des aktiven Mixers geleert und die Produktemulsion im entsprechenden Container B4 gesammelt. Die

im Prozess verwendete, wässrige Phase wird als Reinigungsmedium genutzt, der Einsatz prozessfremder Stoffe ist nicht erforderlich. Mittels der Dreivegeähne V4 bis V8 wird die wässrige Phase entgegen der Fließrichtung bei der Produktion durch den Mikromischer geleitet und dieser damit von Rückständen befreit. Die Pumpe wird mit einem Durchsatz von etwa 30 l/h (entspricht 0,7 m/s in den Rohrleitungen) betrieben, um möglichst hohe Scherkräfte zum Ablösen und Austragen eventueller Ablagerungen zu erzeugen. Der Strang der wässrigen Phase wird beim Verwenden der wässrigen Lösung als Spülmedium für den Strang der organischen Phase mitgereinigt. Das anfallende Reinigungsfluid wird in Behälter B5 aufgefangen. Die Reinigung des Produktbehälters wird mit einem Hochdruckreiniger und sparsamem Wassereinsatz durchgeführt. Vor längerem Stillstand wird die Anlage komplett entleert und gereinigt, um Keimbildung bzw. mikrobiologische Verunreinigungen in der wässrigen Phase zu vermeiden.

### Herausforderungen und Ergebnisse

Das Handling der hochviskosen organischen Phase – der spätere Filmbildner – in den Mikroapparaten erwies sich im kontinuierlichen Prozess als größte Herausforderung. Die erforderliche Pumpenleistung ist proportional zum Druckverlust in der Anlage. Dieser hängt stark von den eingesetzten mikrofluidischen Apparaten ab. Aufgrund der hohen Viskosität der organischen Phase liegt dieser im Bereich von mehreren 10 bar. Untersuchungen zeigten, dass die Viskosität durch Erhöhung der Temperatur auf ein akzeptables Niveau gesenkt werden kann. Ab einer Temperatur von etwa 40 °C wird eine genügend hohe Fließgeschwindigkeit in der Anlage erreicht. Die eingesetzten Pumpen erlauben in Kombination mit verschiedenen getesteten Wärmeübertragervarianten das Überwinden des beim Fördern durch die Mikrokanäle resultierenden Druckverlusts ab dem Überschreiten dieser Grenztemperatur. Der Wirkungsgrad  $\eta$  des elektrischen Wärmeübertragers W1 lässt sich wie folgt berechnen:

$$\eta = \frac{\dot{m} \cdot c_p \cdot (T_{\text{aus}} - T_{\text{ein}})}{P} \quad (\text{Gl. 1})$$

$\dot{m}$  beschreibt den Massenstrom in  $\text{kg s}^{-1}$ ,  $c_p$  ist die spezifische Wärmekapazität in  $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$  der organischen Phase. Bei  $T_{\text{aus}}$  und  $T_{\text{ein}}$  handelt es sich um die Temperaturen direkt nach bzw. vor dem Wärmeübertrager in K, während P für die aufgenommene elektrische Leistung in W steht. Der Wirkungsgrad, berechnet nach Gleichung 1, liegt unter Betriebsbedingungen bei über 90%.

Als weitere große Herausforderung erwies sich die Emulgierung der organischen in der wässrigen Phase. Die modulare Konstruktion der Anlage erlaubte die Erprobung verschiedener Apparate und Prozessvarianten durch schnelle Wechselmöglichkeit. Eine rein passive Emulgierung durch ausschließliche Nutzung von mikrostrukturierten Mixern erwies sich im Projekt als nicht ausreichend. Die zur Generierung der Tropfen nötige Energie wird in diesem Fall durch die kinetische Energie der Massenströme eingetragen. Die entstehende Tropfengrößenverteilung ist hauptsächlich von der Strömungsgeschwindigkeit und der Größe der Mikrokanäle abhängig. Die entstehende Tropfengrößenverteilung entsprach nicht den vorgegebenen Kriterien, sie resultierte breiter und mit größerem mittleren Tropfendurchmesser als die der Batch-Emulsion. Einer der getesteten Mikromischer, V-Mischer M1, eignet sich hervorragend zur Erzeugung einer Voremulsion, die anschließend weiter geschert wird, um die gemäß Produktspezifikation geforderte Tropfenverteilung der organischen Phase in der Öl-in-Wasser-Emulsion zu erhalten.

Die Kombination aus passivem Vormischer und aktivem Rotor-Stator-Mischer, wie in Abb. 1 dargestellt, führt bereits nach etwa 30 Minuten nach Start der Anlage zu hervorragenden Produkteigenschaften im Bereich der Spezifikation. Anhand der gespeicherten Produktions- und



**Abb. 5 //** Aktiver Mischer IKA magicLAB mit Vorlagebehälter und Recycle-Rohrleitung (Bild: J. Walther).



**Abb. 6 //** Automatisierte Anlage zur verlustfreien Herstellung der Bindemittlemulsion.

Tab. 1 // Kennzahlen der diskontinuierlich hergestellten Referenzemulsion.

	Bezeichnung	Wert	Einheit
Qualitätsbezogen	Dichte	1018	kg m <sup>-3</sup>
	Viskosität	54,5	mPa s
	pH	8,15	–
	Partikelgrößen d <sub>3</sub> (10) / d <sub>3</sub> (50) / d <sub>3</sub> (90)	2,03 / 7,57 / 15,00	µm
	Sauterdurchmesser d <sub>3,2</sub> (SMD)	3,21	µm
Prozessbezogen	Spezifischer Energiebedarf	0,17	kWh kg <sup>-1</sup>
	Zu entsorgender spezifischer Rückstandsanfall (inkl. Betriebsstoffe)	9,31	kg kg <sup>-1</sup>
	Erforderliche Anwesenheit des Bediener	0,65	h h <sup>-1</sup>
	Reinigungshäufigkeit	Nach jedem Ansatz	
	Verwendete Energieträger	Gas, Kühlwasser, Elektrizität	

Tab. 2 // Vergleichender Überblick über die Prozessparameter der beiden Varianten.

Parameter	Veränderung im Konti-Verfahren verglichen mit Batch-Betrieb
Produktionsmengen	Batch: Feste Chargengröße (ca. 1000 l) Konti: Anpassung an Bedarf durch flexible Betriebszeit. Vorteilhaft bereits ab geringer Mindestmenge (ca. 30 l).
Dichte	Identisch
Viskosität	Leicht erniedrigt
pH-Wert	Identisch
Tropfengrößenverteilung	Kleinere Tropfen mit reproduzierbarer, engerer Verteilung
Spezifischer Energiebedarf je kg Produkt	Um ca. 50 % gesenkt
Reinigungsmittelmenge für Anlage	Um ca. 80 % reduziert (und wird teils weiterverarbeitet)
Abfälle inkl. Reinigungsmittel	Um mehr als 99 % reduziert

Messdaten lässt sich eine hohe Prozessstabilität und Produktqualität nachweisen. Durch Regelung der Massenströme nach Bedienervorgabe wird die Übereinstimmung mit dem Rezept sichergestellt. Die Abweichung vom Sollwert beträgt im laufenden Betrieb für beide Phasen weniger als 0,1 %. Die Ventilsteuerung für V1 – V3 erfolgt im Produktionsmodus voll automatisiert und verhindert ein Überlaufen von Behälter B3 sowie den Leerlauf des aktiven Mischers M2.

Bei der Reinigung nach Herunterfahren der Anlage fallen aufgrund des geringen Hold-ups der kontinuierlichen Produktionsanlage nur ca. 3 l Spül- und Reinigungslösung an. Diese besteht im Wesentlichen aus den wässrigen Eduktbestandteilen mit geringem Anteil organischer Phase. Zusätzlich werden beim nächsten Anlagenstart bis zum Erreichen konstanter Massenströme und spezifikationsgerechten Produkts etwa 2 l nicht rezepturgetreues Bindemittel mit erhöhtem Anteil organischer Phase produziert. Diese Menge ist ohne Verletzung der engen Produktspezifikation in der durchschnittlichen Produktionsmenge von 1.000 l integrierbar.

### Prozessvarianten und weitere Anwendungsfelder

Soweit wie möglich fanden einfache, aber wirkungsvolle Maßnahmen zur Energieeinsparung bei der Konzeption der Anlage Berücksichtigung: Kurze Verbindungen zwischen den Anlagenkomponenten sowie die thermische Isolation der Leitungen reduzieren die Wärmeverluste an die Umgebung. Mit dem finalen Anlagensetup und dem gezielten Energieeintrag zur Temperierung und Emulgierung konnte der spezifische Energiebedarf im Vergleich zum Batch-Prozess um ca. 50% reduziert werden. Bei sonst gleichen Bedingungen für Lagerung und innerbetrieblichen Transport steigt zwar die in Form von elektrischer Energie bereitgestellte Arbeit im Vergleich zum Batch-Prozess. Insgesamt wird diese Steigerung jedoch durch den Wegfall der Betriebsmittel Kühlwasser und Erdgas aufgefangen und der Gesamtenergieeintrag etwa halbiert. Aus infrastruktureller Sicht ergibt sich damit eine interessante Möglichkeit: Im Bedarfsfall ist es nun möglich, den An-

lagenstandort innerhalb des Betriebsgeländes kurzfristig ohne Verlegung von Rohrleitungen für Heizdampf und Kühlwasser zu verändern. Der Einsatz der Mikrokomponenten senkt das interne Anlagenvolumen von mehr als 1 m<sup>3</sup> im Batchbetrieb um ca. zwei Größenordnungen auf unter 5 l (ohne Vorlage- und Produktbehälter) (11). Dies erlaubt die Reduktion der erforderlichen Reinigungsmittelmenge beim Spül- und Reinigungsvorgang auf etwa 20 % des ursprünglichen Bedarfs. Im Vergleich mit den beim Batch-Betrieb zu entsorgenden Massenströmen wird beim Konti-Prozess eine Reduktion von über 99 % erreicht. Diese Resultate stehen in guter Übereinstimmung mit früheren Ergebnissen zur kontinuierlichen Farbenproduktion (8) am ICTV sowie den Arbeiten anderer Autoren (12–14).

Die geeignete Wahl der Betrachtungsgrenzen zu Beginn des Projekts ermöglicht einen einfachen abschließenden Vergleich der Produktionsvarianten. Tab. 2 zeigt diesen Vergleich der beiden Prozessvarianten anhand der zuvor identifizierten betriebsrelevanten Prozessparameter im Überblick.

### Danksagung

Die Autoren danken für die finanzielle Unterstützung durch das BMWi im Rahmen des Projekts „Steigerung der Energieeffizienz von Produktionsprozessen durch Umstellung von batchweiser auf kontinuierliche Fertigung unter Nutzung mini- und mikroverfahrenstechnischer Komponenten (µKontE)“ (Förderkennzeichen 03ET1093 A) und für die Zusammenarbeit mit dem Projektpartner IMVT des KIT.

### Literatur

- [1] D. Roberge, L. Ducry, N. Bieler, P. Cretton, B. Zimmermann: Microreactor technology: a revolution for the fine chemical and pharmaceutical industries? Chem. Eng. Technol. 28 (2005) 3: 318–323.
- [2] D. Kralisch, G. Kreisel: Bewertung der ökologischen Potentiale der Mikroverfahrenstechnik, Chem. Ing. Tech. 77 (2005) 6: 784–791.
- [3] S. Buchholz, L. Mleczko: Microreactors in industrial applications for intermediates

and APIs, in: 1st SynTOP: Smart synthesis and technologies for organic processes conference, Potsdam, Juni 11-13, 2008. - Düsseldorf: VDI-Verlag, 2008 (VDI Berichte 2039): 177-181.

[4] U. Krtschil, V. Hessel, D. Kralisch, G. Kreisel, M. Küpper, R. Schenk: Cost analysis of a commercial manufacturing process of a fine chemical compound using micro process engineering, *Chimia* 60 (2006) 9: 611-617.

[5] K. Jasch, N. Barth, S. Fehr, H. Bunjes, W. Augustin, S. Scholl: A microfluidic approach for a continuous crystallization of drug carrier nanoparticles, *Chem. Eng. Technol.* 32 (2009) 11: 1806-1814.

[6] M. Schoenitz, S. Joseph, A. Nitz, H. Bunjes, S. Scholl: Controlled polymorphic transformation of continuously crystallized solid lipid nanoparticles in a microstructured device: A feasibility study. *Eur. J. Pharm. Biopharm.* 86 (2014) 3: 324-331.

[7] L. Grundemann, N. Fischer, S. Scholl: Mikrokontiproduktion vs Batch: rentabel bei kleinen Mengen. *Farbe und Lack* 117 (2011) 8: 24-28.

[8] L. Grundemann, N. Fischer, S. Scholl: Batch production is out, continuous is in. *European Coatings J.* (2011) 9: 24-29.

[9] L. Grundemann, N. Fischer, S. Scholl: From macro batch to micro-conti manufacturing: a new eco-friendly production process for writing ink employing micro-process engineering, *Chem. Eng. Technol.* 32 (2009) 11: 1748-1756.

[10] Raspberry Pi Foundation: Raspberry Pi 1, Model B. <https://www.raspberrypi.org/products/model-b/>. Zuletzt abgerufen am 01.06.2017.

[11] M. Wengert, Y. Li, H. Nieder, J. J. Brandner, S. Scholl:  $\mu$ KontE: Energieeffiziente Bindemittelproduktion durch kontinuierlichen Betrieb mikrostrukturierter Mischer. *Chem. Ing. Tech.* 87 (2015) 8: 1108-1109.

[12] P. Lutze, R. Gani and J. M. Woodley.: Process intensification: a perspective on process synthesis. *Chem. Eng. Process.* 49 (2010) 6: 547-558.

[13] K. Thalluri, K. C. Nadimpally, A. Paul and B. Mandal: Waste reduction in amide synthesis by a continuous method based on recycling of the reaction mixture. *RSC Advances* 2 (2012): 6838-6845.

[14] J. Schrickel: Continuous processes – sustainable manufacturing. *Chim. Oggi* 31 (2013) 3: 22-25.

#### MATTHIAS WENGERTER

studierte Verfahrenstechnik und Wirtschaftswissenschaften an der RWTH Aachen. Er ist seit 2012 wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Chemische und Thermische Verfahrenstechnik der TU Braunschweig.

#### HELMUT NIEDER

studierte physische Geographie und Landschaftsökologie an der TU Braunschweig. Er ist seit 1986 bei der Auro Pflanzenchemie AG in leitender Position tätig.



#### PROF. STEPHAN SCHOLL

studierte Maschinenbau/Verfahrenstechnik an der TU München. Dort promovierte er 1991 und war anschließend in verschiedenen Positionen bei der BASF AG in Ludwigshafen tätig. Seit 2002 ist er geschäftsführender Leiter des Instituts für Chemische und Thermische Verfahrenstechnik der TU Braunschweig.



**MATTHIAS  
WENGERTER**  
TU Braunschweig

## Zeitlicher Vorteil

**INTERVIEW // KONTINUIERLICHER PROZESS ERLAUBT DURCHGEHENDE, AUTOMATISIERTE PRODUKTION.**

**Das kontinuierliche Verfahren wurde für einen Zielmassenstrom von etwa 5 - 15 kg h<sup>-1</sup> ausgelegt. Bei einem gleichen Produktionsvolumen im Batchbetrieb von 1 m<sup>3</sup> würde sich ein Zeitaufwand in der Produktion von ca. 8 Werktagen im Einschichtbetrieb ergeben. Wie hoch ist der zeitliche Vorteil im Vergleich zum Batchbetrieb?**

Der kontinuierliche Prozess erfordert im Gegensatz zum Tagschichtbetrieb keine ständige Aktivität und Anwesenheit des Bedieners. Dies erlaubt die durchgehende, automatisierte Produktion nachts und am Wochenende. Nach Anlagenstart kann sich der Bediener anderen Aufgaben widmen. Ein zeitlicher Vorteil hinsichtlich der erforderlichen Bedieneranwesenheit ist bereits ab einer Betriebszeit von wenig mehr als einer halben Stunde gegeben. Er erhöht sich mit ansteigender Anlagenbetriebsdauer.

**Wie wirkt sich die Recyclisierung (Abb. 1 von M2 zu B3) auf die Tröpfchengröße und deren Verteilung aus?**

Während der Prozessentwicklung wurden Versuche sowohl mit als auch ohne Recyclisierung durchgeführt und deren Resultate ausgewertet. Die mehrfache Passage des aktiven Mischers reduziert die Tröpfchengröße und die Breite deren Verteilung, da die Voremulsion öfter und intensiver geschert wird. Durch die Rückführung wurden zusätzlich geringe, zeitabhängige Schwankungen der Zufuhrstrom-Zusammensetzung ausgeglichen und damit eine noch homogenere Produktqualität erreicht.

**Wie wird im kontinuierlichen Verfahren die Tröpfchengröße und Verteilung gesteuert oder überwacht?**

Die Tröpfchengröße ist abhängig vom Energieeintrag und somit von der Drehzahl des aktiven Mischers. Wir haben in umfangreichen Versuchsreihen untersucht, welche optimale Drehzahl einzustellen ist. In regelmäßigen Kontrollen bestätigten sich in einem Langzeitversuch konstante, reproduzierbare Werte für die Tröpfchengrößen und deren Verteilung über einen Zeitraum von über 150 Stunden.

**Tab. 2: Wie groß und wie eng verteilt sind die im Vergleich zum Batchprozess erzielten Tröpfchen im kontinuierlichen Produktionsprozess?**

Der Sauterdurchmesser als Maß für einen repräsentativen Tröpfchendurchmesser wurde auf etwa ein Drittel des ursprünglichen Werts reduziert. Ein Maß für die Breite der Tröpfchengrößenverteilung ist der SPAN-Faktor. Dieser wird berechnet als Differenz von  $d_{3(90)}$  und  $d_{3(10)}$ , bezogen auf  $d_{3(50)}$ . Dieser Wert sinkt von 1,71 im Batchprozess auf 1,21 für die kontinuierliche Bindemittelherstellung, was eine deutlich engere Verteilung anzeigt.

// Kontakt: [m.wengert@tu-braunschweig.de](mailto:m.wengert@tu-braunschweig.de)  
Das Interview führte Kirsten Wrede.