

immer höher werdende Anforderungen an das Aufspüren neuer Ideen in der Reaktionstechnik und deren wirtschaftliches Umsetzen in industrielle Prozesse. In der isolierten Bilanz um den Reaktor scheint allerdings die Einführung neuer Technologien nur noch in Ausnahmen zu gelingen. Diese Hürden werden aus ökonomischer Sicht am Beispiel großtechnischer Prozesse diskutiert.

Ein Ausweg aus diesem Dilemma wird seit einigen Jahren in der Integration von Reaktionen mit Trenn- bzw. Aufarbeitungsoperationen gesucht. Trotz der umfangreichen Forschung und Entwicklung dieser Ansätze ist die industrielle Umsetzung bisher nur in Einzelfällen gelungen. Noch wenig beachtet etabliert sich die Mikroreaktionstechnik als ein neuer Initiator für den Generationswechsel im Anlagenbau. Entgegen der kontrovers diskutierten Einsetzbarkeit wird an Beispielen gezeigt, dass die Mikroreaktionstechnik über den (verblüffenden) Weg der Bulkchemie in die Produktion vordringen kann.

Eine intelligente Kombination von mikro-, mini- und makroskalierten neuen Technologien eröffnet den Weg zur Prozessintensivierung bei gleichzeitig höherer Flexibilität. Das gilt sowohl für „multipurpose“-Produktionsprozesse, für mittlere und kleine „dedicated“ Produktionsanlagen als auch für Hilfs- und Nebenprozesse. Die Reaktions- und Verfahrenstechnik wird zum Paradigmenwechsel herausgefordert.

C.06

Maleinsäureanhydrid (MSA) aus Gemischen von n-Butan und n-Butenen

W. M. Brandstädter

Prof. Dr. B. Kraushaar-Czarnetzki*

E-Mail: bettina.kraushaar@ciw.uka.de

Institut für Chemische Verfahrenstechnik CVT, Universität Karlsruhe, Kaiserstraße 12, D-76128 Karlsruhe.

Die industrielle Herstellung von MSA beruht derzeit auf der katalytischen Oxidation von reinem n-Butan. Jedoch ist die Abtrennung von n-Butan aus C₄-Kohlenwasserstoff-Gemischen wegen der dicht beieinander liegenden Siedepunkte mit großem Aufwand verbunden. In Raffinat II beispielsweise, dem C₄-Schnitt des Effluents aus dem Steamcracker, sind neben 16 % n-Butan (atm. Sp.: -0,5 °C) etwa 75 % n-Butene (atm. Sp. zwischen -6,5 °C und +3,7 °C) enthalten, die sich im Prinzip ebenso zur Herstellung von MSA eignen. Die Butene sind jedoch deutlich reaktiver als n-Butan. Interessant ist die Frage, ob sich alle unverzweigten C₄-Kohlenwasserstoffe in Raffinat II ohne Auftrennung gemeinsam in einer Reaktionsstufe zu MSA umsetzen lassen und wie sich die „hot spots“ im katalytischen Festbett auf die MSA-Ausbeute auswirken.

Dazu wurden Experimente mit einem industriellen VPO-Katalysator in einer Pilotanlage mit Zapfstellenreaktor (Festbettlänge: 1500 mm, Durchmesser: 15 mm) durch-

geführt. Die Kohlenwasserstoffe wurden einzeln sowie auch als Gemisch in Gesamtkonzentrationen zwischen 0,75 % und 2,5 % v/v in Luft umgesetzt. Unsere kinetischen Studien haben ergeben, dass n-Butan nicht nur weit weniger reaktiv ist, sondern dass seine Oxidation auch durch die Anwesenheit von Butenen kinetisch gehemmt wird. Darum reagieren aus Gemischen zunächst die Butene weitgehend ab, bevor n-Butan umgesetzt wird. Dennoch lassen sich alle geradkettigen C₄-Kohlenwasserstoffe in einer Stufe umsetzen.

In Bezug auf die Ausbeute an MSA spielt die Reaktortemperatur eine entscheidende Rolle. Bei Butan wie Butenen verkürzt sich mit zunehmender Temperatur die Verweilzeit, die zum Erzielen des Ausbeutemaximums erforderlich ist. Gleichzeitig nimmt das Ausbeutemaximum im Falle von n-Butenen als Edukte mit steigender Temperatur deutlich zu, während es im Falle von n-Butan geringfügig abnimmt. Für Raffinat II, das überwiegend aus n-Butenen besteht, ergibt sich insgesamt eine Steigerung der MSA-Ausbeute mit zunehmender Temperatur. In einem gekühlten Rohrreaktor würde sich nahe am Zulauf durch die Oxidation der n-Butene ein „hot spot“ ausbilden. Unsere Modellrechnungen wie auch unsere Experimente, die bei Temperaturen bis zu 450 °C durchgeführt wurden, deuten darauf hin, dass sich ein „hot spot“ – anders als befürchtet – günstig auf die MSA-Ausbeute auswirkt, s. Abb. Die einstufige Direktoxidation von Raffinat II zu MSA scheint somit möglich und könnte mit bestehender Technologie realisiert werden.

Abbildung.

Gemessene und berechnete Produktausbeuten bei der Oxidation von synthetischem Raffinat II an einem VPO-Katalysator bei 410 °C als Funktion der auf die Katalysatormasse bezogenen Verweilzeit.

