

9. Kémiai reaktorok

9.1. Keverős tartályreaktor és csőreaktor vizsgálata

9.1.1. Elméleti összefoglaló

A kémiai reaktorok méretezése, valamint optimális üzemeltetése szempontjából alapvető fontosságú azon összefüggések ismerete, amelyek a reaktortérfogat, a reaktorhőmérséklet, a reakciósebesség, az elegy térfogatárama és a konverzió között fennállnak. A konverzió értéket akkor tudjuk egyszerűen számítani, ha a reaktorban a keveredési és áramlási viszonyokat valamilyen egyszerűsített "idealizáló" modellel írjuk le. A továbbiakban a leggyakoribb ideális modelleket, a szakaszos és folyamatos kevert tartályreaktort és az ideális csőreaktort tárgyaljuk. Vizsgálatainkat a homogén fázisú reakciókra korlátozzuk.

9.1.1.1. Tökéletesen kevert szakaszos reaktor

A kiinduló anyagokat a reaktorba töltik, majd a kívánt mértékű átalakuláshoz szükséges ideig benne tartják és végül a reakcióelegyet a reaktorból eltávolítják. A reakció ideje alatt a reakcióelegyet intenzíven keverik. Ideális esetben a keverés olyan, hogy a reakcióelegy összetétele, hőmérséklete és más fizikai-kémiai tulajdonságai azonosak a reaktor egész térfogatában. Így a reakciósebesség valamely adott időpontban a reaktor bármelyik térfogatelemében azonos, viszont az időben változik. A komponens- és hőmérleg az egész készülékre felírható:

$$v_j r V = \frac{dn_j}{dt} \quad (9.1-1)$$

$$rV(-\Delta H_R) - hA(T - \bar{T}_h) = V\rho c_p \frac{dT}{dt} \quad (9.1-2)$$

ahol	v_j	a j -edik komponens sztöchiometriai együtthatója,
	r	reakciósebesség ($\text{mol}/\text{m}^3\text{s}$),
	V	a reakcióelegy térfogata (m^3),
	n_j	a j -edik komponens mennyisége (mol),
	t	reakció idő (s),
	ΔH_R	reakcióentalpia (J/mol),
	h	hőátbocsátási tényező ($\text{W}/\text{m}^2 \text{K}$) ¹ ,
	A	hőátadó felület (m^2),
	T	a reakcióelegy hőmérséklete (K),
	\bar{T}_h	a hűtőközeg (fűtőközeg) átlagos hőmérséklete (K),
	ρ	a reakcióelegy sűrűsége (kg/m^3),
	c_p	a reakcióelegy fajhője (J/kg K).

¹ A reaktortechnikában a hőátbocsátási tényezőt a műveletekben megszokott k helyett h -val jelöljük.

A két mérlegegyenlet szimultán megoldása numerikusan végezhető el számítógép segítségével. Egyszerűsödik a számítás, ha az izoterm vagy az adiabatikus határesetet vizsgáljuk.

Izoterm reaktorban az elegy hőmérséklete a reakció folyamán nem változik, és az (9.1-1) komponens mérleg egyenlet a reakciósebesség ismeretében integrálható:

$$t = \frac{1}{v_j} \int_{n_{j0}}^{n_j} \frac{dn_j}{rV} = \frac{n_{j0}}{|v_j|} \int_0^X \frac{dX}{rV} \quad (9.1-3)$$

ahol n_{j0} a j -edik komponens kiindulási mennyisége (mol),

$X = \frac{n_{j0} - n_j}{n_{j0}}$ konverzió (a nem feleslegben levő kiindulási komponensre vonatkozik).

Ha a reakcióelegy térfogata (V) állandó, akkor a (9.1-3) egyenlet a következőképpen módosul:

$$t = \frac{1}{v_j} \int_{c_{j0}}^{c_j} \frac{dc_j}{r} = \frac{c_{j0}}{|v_j|} \int_0^X \frac{dX}{r} \quad (9.1-4)$$

ahol c_j a j -edik komponens koncentrációja (mol/m^3).

A (9.1-4) egyenlet szerinti integrálás egyszerű reakciósebességi összefüggések esetén analitikusan is elvégezhető. Az integrált formát néhány esetre az 9.1-1. táblázatban foglaltuk össze.

Adiabatikus reakcióvezetés esetén a reaktor és a környezet között nincs hőcserre. Laboratóriumi körülmények között, a nagy fajlagos felület miatt, az adiabatikus feltételt csak gondos szigeteléssel tudjuk biztosítani. A számításnál a (9.1-3), ill. (9.1-4) egyenletek szerinti integrálás nem végezhető el analitikusan, mert a reakciósebességben a sebességi együttható az Arrhenius-egyenletnek megfelelően függ a hőmérséklettől:

$$k = k_\infty \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (9.1-5)$$

ahol

k_∞ preexponenciális tényező,

E Arrhenius-féle aktiválási energia (J/mol),

R moláris gázállandó 8,314 (J/mol K).

A hőmérséklet változását megkapjuk, ha (9.1-1)-ből kifejezzük az r reakciósebességet, ezt a (9.1-2)-be helyettesítjük és integráljuk:

$$T - T_o = \frac{(-\Delta H_R)}{v_j \rho c_p} \int_{c_{j0}}^{c_j} dc_j = \frac{(-\Delta H_R) c_{j0}}{|v_j| \rho c_p} X \quad (9.1-6)$$

9.1-1. táblázat. Izoterm szakaszos reaktor és ideális kiszorítású csőreaktor számítása

reakció típus	rend	X	t illetve \bar{t}
$A \rightarrow P$	0	$\frac{k\bar{t}}{c_{A0}}$	$\frac{c_{A0}}{k} X$
	1	$1 - \exp(-k\bar{t})$	$-\frac{1}{k} \ln(1-X)$
	m	$1 - \left[1 + (m-1)k\bar{t}c_{A0}^{m-1} \right]^{\frac{1}{1-m}}$	$\frac{(1-X)^{1-m} - 1}{(m-1)kc_{A0}^{m-1}}$
$\left. \begin{array}{l} 2A \rightarrow P \\ A + B \rightarrow P \\ \text{ha } c_{A0} = c_{B0} \end{array} \right\}$	2	$\frac{k\bar{t}c_{A0}}{1+k\bar{t}c_{A0}}$	$\frac{1-X}{kc_{A0}}$
$A + B \rightarrow P,$ ha $c_{A0} < c_{B0}$	2	$\frac{c_{B0} \left(e^{k\bar{t}(c_{A0}-c_{B0})} - 1 \right)}{c_{A0} e^{k\bar{t}(c_{A0}-c_{B0})} - c_{B0}}$	$\frac{1}{k(c_{A0} - c_{B0})} \cdot \ln \frac{c_{B0}(1-X)}{c_{B0} - c_{A0}X}$
$A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} B$ ($c_{B0} = 0$)	1	$\frac{k_1}{k_1 + k_2} (1 - \exp[-(k_1 + k_2)\bar{t}])$	$-\frac{1}{k_1 + k_2} \ln \left(1 - X - \frac{k_2}{k_1} X \right)$

9.1.1.2. Folyamatos tökéletesen kevert tartályreaktor

A reagáló anyagokat folyamatosan vezetjük a reaktorba és a reakcióelegy egy részét elvezetjük, hogy az elegy térfogata a reaktorban ne változzék. Ideális esetben a keverés olyan, hogy a belépő reagensek azonnal és egyenletesen elkeverednek a tartály mindenkorai tartalmával és ennek következtében fölveszik a reakcióelegy hőmérsékletét, úgy, hogy sem koncentráció- sem hőmérsékletkülönbség a reakcióelegyben nem keletkezik. A tökéletes keveredés következménye, hogy a reaktorból távozó elegy jellemzői megegyeznek a reaktorban bárhol mérhető jellemzőkkel. A stacionárius komponens- és hőmérleg a reaktorra:

$$\dot{n}_{j0} - \dot{n}_j + \nu_j r V = 0 \quad (9.1-7)$$

$$\dot{V} \rho c_p (T_o - T) - hA(T - \bar{T}_h) + rV(-\Delta H_R) = 0 \quad (9.1-8)$$

ahol

\dot{n}_j a j -edik komponens mólárama (mol/s),

\dot{V} a betáplálási térfogatáram (m^3/s),

o index a betáplálás állapotára utal.

Izoterm reakcióvezetésénél (9.1-7) komponensmérleg egyenletet kell megoldanunk. Ha a reakcióelegy térfogata a reakció folyamán nem változik:

$$\dot{V}c_{jo} - \dot{V}c_j + v_j rV = 0 \quad (9.1-9)$$

A (9.1-9) egyenletből kapott számítási összefüggéseket néhány egyszerű reakcióra a 9.1-2. táblázatban foglaltuk össze.

Adiabatikus esetben a hőmérséklet a következőképpen módosul:

$$\dot{V} \rho c_p (T - T_o) = rV(-\Delta H_R) \quad (9.1-10)$$

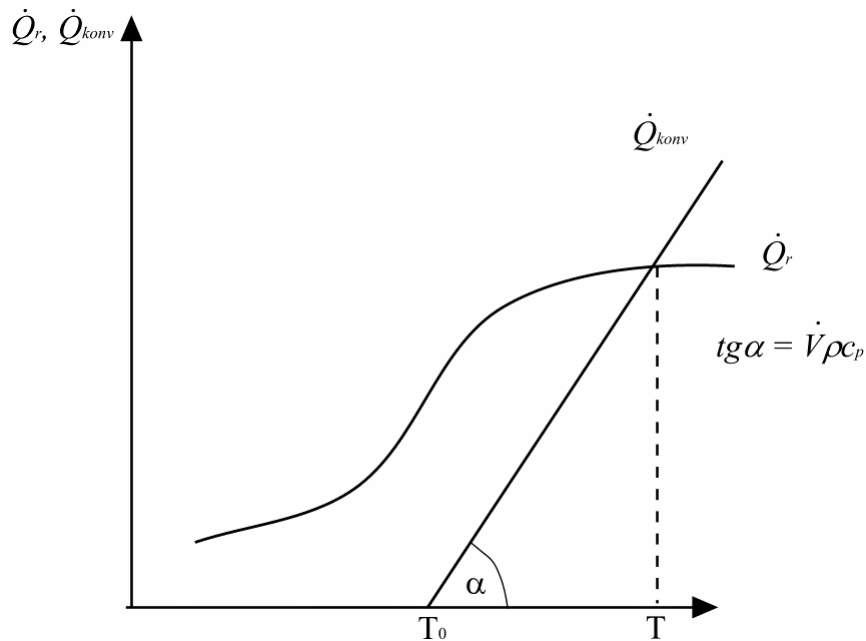
A (9.1-9) és (9.1-10) nemlineáris egyenletek megoldása numerikusan vagy grafikusán történhet. A reakcióban időegység alatt keletkező hő

$$\dot{Q}_r = rV(-\Delta H_R) \quad (9.1-11)$$

és a reakcióelegy által elvitt hő

$$\dot{Q}_{konv} = \dot{V} \rho c_p (T - T_o) \quad (9.1-12)$$

ábrázoljuk a hőmérséklet függvényében (9.1-1. ábra). A görbe és az egyenes metszéspontja adja a reaktor munkapontját.



9.1-1. ábra. Adiabatikus kevert tartályreaktor munkapontja exoterm reakció esetén

Leolvasva a hőmérsékletet (9.1-7), illetve (9.1-9) mérlegegyenletből az átlagos tartózkodási idő ($\bar{t} = V / \dot{V}$) vagy a konverzió számítható. Amikor a konverzió adott, a reaktor hőmérsékletét (9.1-9) és (9.1-10) megoldásából számíthatjuk:

$$T - T_o = \frac{(-\Delta H_R)c_{jo}}{|v_j|\rho c_p} X \quad (9.1-13)$$

9.1-2. táblázat. Izoterm tökéletesen kevert folyamatos tartályreaktor számítása

reakció típus	rend	$\frac{c_A}{c_{A0}} = 1 - X$	\bar{t}
$A \rightarrow (P)$	0	$1 - \frac{k\bar{t}}{c_{A0}}$	$\frac{c_{A0}X}{k}$
	m	$\frac{1}{1 + kc_A^{m-1}\bar{t}}$	$\frac{1}{kc_{A0}^{m-1}} \frac{X}{(1-X)^m}$
$\left. \begin{array}{l} 2A \rightarrow P \\ A + B \rightarrow P \\ \text{ha } c_{A0} = c_{B0} \end{array} \right\}$	2	$\frac{-1 + \sqrt{1 + 4k\bar{t}c_{A0}}}{2k\bar{t}c_{A0}}$	$\frac{1}{kc_{A0}} \frac{X}{(1-X)^2}$
$\left. \begin{array}{l} A + B \rightarrow P \\ \text{ha } c_{A0} < c_{B0} \end{array} \right\}$	2	$\frac{-b + \sqrt{b^2 + 4k\bar{t}c_{A0}}}{2k\bar{t}c_{A0}},$ ahol $b = 1 + (c_{B0} - c_{A0})k\bar{t}$	$\frac{X}{k(1-X)(c_{B0} - Xc_{A0})}$
$\left. \begin{array}{l} A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} B \\ (c_{B0} = 0) \end{array} \right\}$	1	$\frac{1 + (k_1 + k_2)\bar{t}(1 - X_e)}{1 + (k_1 + k_2)\bar{t}}$ ahol $X_e = \frac{c_{A0} - c_{Ae}}{c_{A0}}$ c_{Ae} egyensúlyi koncentráció	$\frac{1}{(k_1 + k_2)(X_e - X)}$

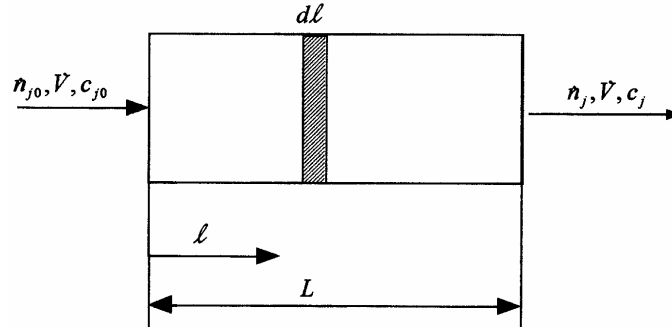
Hűtött (fűtött) reaktor esetén a munkapontot (9.1-8) és (9.1-9) megoldásával az adiabatikus esetben ismertetett módon végezzük. Figyelembe véve, hogy a reakcióban keletkező \dot{Q}_r egy része a reakcióeleggyel távozik másik része a falon keresztül átadódik:

$$\dot{Q}_{el} = \dot{V}\rho c_p (T - T_o) + hA(T - \bar{T}_h) \quad (9.1-14)$$

A megoldást a \dot{Q}_r görbe és a \dot{Q}_{el} egyenes metszéspontja adja.

9.1.1.3. Ideális csőreaktor

A csőreaktor számításánál feltételezzük, hogy benne az áramlás dugattyúszerű. Az áramlásra merőleges keresztmetszetben a reakció körülmények (hőmérséklet, nyomás, összetétel) állandóak. Valamennyi fluidumelem egyenlő ideig tartózkodik a reaktorban, így a reakció mindegyik elemében ugyanolyan mértékben játszódik le. A mérlegegyenleteket egy $d\ell$ hosszúságú csőszakaszra írjuk fel (9.1-2. ábra).



9.1-2. ábra. Csőreaktor

$$-\dot{V}dc_j + v_j r dV = 0 \quad (9.1-15)$$

$$-\dot{V}\rho c_p dT - h(T - \bar{T}_h) dA + r dV (-\Delta H_R) = 0 \quad (9.1-16)$$

ahol $dV = \frac{D^2 \pi}{4} d\ell$

elemi reaktor térfogat (m^3),

D

a reaktorcső (belső) átmérője (m),

ℓ

a hosszkoordináta (m),

$dA = D\pi d\ell$

az elemi reaktor hőátadó felülete (m^2).

A két egyenlet (9.1-15) és (9.1-16) általános esetben csak numerikusan oldható meg.

Izoterm üzemeltetési módban csak a komponensmérleget kell megoldanunk. (9.1-15)-ből fejezzük ki a tartózkodási időt:

$$\bar{t} = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{1}{v_j} \int_{c_{j0}}^{c_j} \frac{dc_j}{r} = \frac{1}{c_j} \bigg|_o^x \int \frac{dX}{r} \quad (9.1-17)$$

A (9.1-17) egyenlet formailag teljesen azonos a szakaszos reaktorra kapott (9.1-4) kifejezéssel. Ezért az 9.1-1. táblázatban közölt képletek az izoterm csőreaktor számítására is érvényesek, azzal az értelmezésbeli különbséggel, hogy a szakaszos reakció idő helyett folyamatos reaktorban az átlagos tartózkodási időt írjuk.

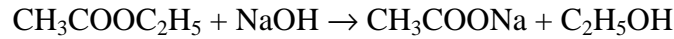
Adiabatikus csőreaktorban a hőmérleg:

$$\dot{V}\rho c_p dT + r dV (-\Delta H_R) = 0 \quad (9.1-18)$$

(9.1-15)-ből az r reakciósebességet kifejezve és (9.1-18)-ba helyettesítve a (9.1-6) összefüggéshez jutunk. Az adiabatikus csőreaktort tehát a szakaszos reaktornál ismertetett módon számíthatjuk.

9.1.2. A vizsgált reakció

A reaktorok vizsgálatához az etil-acetát lúgos hidrolízisét választottuk, amely híg oldatban, közönséges hőmérsékleten kényelmesen tanulmányozható sebességgel megy végbe. Az elszappanosodás a következő reakcióegyenlettel írható le:



A választott reakciókörülmények (koncentráció, hőmérséklet) mellett az ellenkező irányú reakció elhanyagolható. A reakció sebességi egyenlete:

$$r = kc_{ACB} \quad (9.1-19)$$

ahol c_A a nem feleslegben levő komponens koncentrációja (mol/dm^3).

A reakció sebességi együttható hőmérséklet függését a következő összefüggéssel írhatjuk le:

$$\ln k = 20,8 - 5640/T; [k] = \left[\frac{\text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{min}} \right] \quad (9.1-20)$$

9.1.3. A kísérleti berendezés leírása

A laboratóriumi mérőállomás kevert tartályreaktor és csőreaktor vizsgálatára egyaránt alkalmas (9.1-3.ábra). A reaktorok tápáramát 2 db 30 dm^3 térfogatú, Mariotte-palackként kialakított saválló tartály gravitációs úton biztosítja. A tápáramok beállítására rotaméterek szolgálnak. Háromállású csapok segítségével a tápáramok kétirányba vezethetők. Így egyik állásban a kevert tartályreaktor, másik állásban a csőreaktor üzemeltethető.

A vizsgált tartályreaktor leírása:

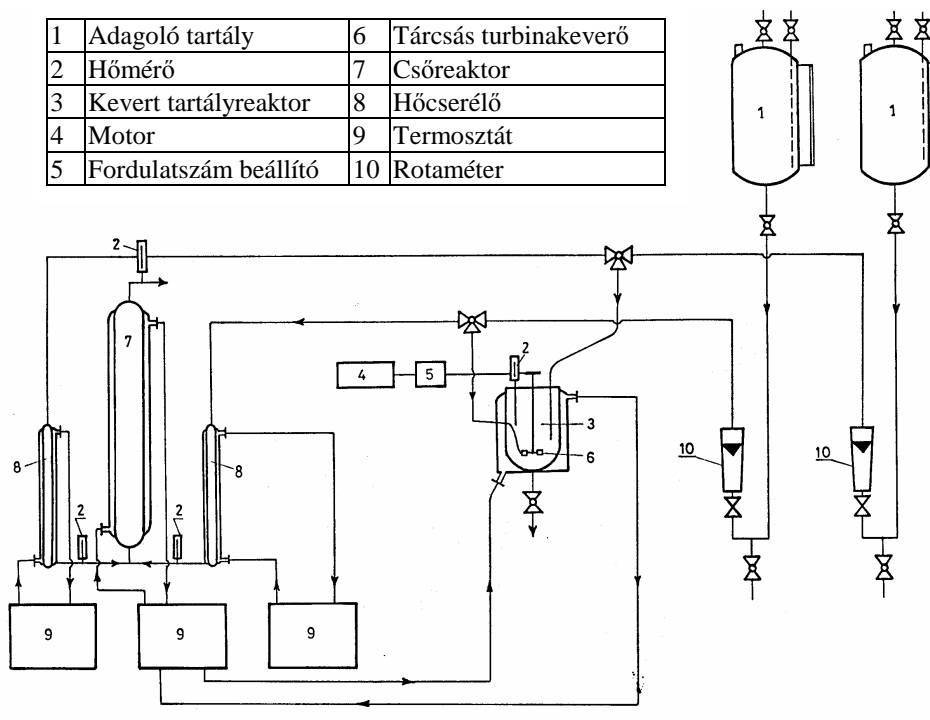
A keverős tartály legfontosabb méretei:

- a reaktor belső átmérője	148 mm,
- a folyadékoszlop magassága	180 mm,
- a keverő távolsága a tartály aljától	63 mm,
- a hatlapátos tárcsás turbina keverő átmérője	49,6 mm.

A reaktor anyaga KO 36-os saválló acél, térfogata 3 dm^3 . A hajtómű a tartály tetejébe csavarmenettel csatlakozik. A reaktor tetején tömszelencén keresztül van átvezetve a keverőtengely. A forgás közben a tömszelencében keletkező hőt hűtővíz lassú áramoltatásával vonjuk el. A keverőmotor fordulatszám-szabályozóhoz csatlakozik, amellyel a fordulatszámot $0-600 \text{ l/min}$ tartományban fokozatmentesen tudjuk változtatni.

Az etil-acetát oldatot a tartály oldalán vezetjük a reaktorba. Ez a cső a reakcióelegyet a tartály aljára vezeti. A nátrium-hidroxid oldatot a tartály tetején adagoljuk be. A tartály oldalán a tetejétől 37 mm-re található a kivezető csőcsonk. Az ürtetés céljára a tartály alján külön ürtetőnyílás található. A reaktorba ferdén 121,5 mm hosszú hőmérőcsonk nyúlik be. Mind a hőmérőtok, mind a betáplálócső egyúttal törőelem is, amelyek megakadályozza a folyadéktölcsér képződést. A reaktor köpennyel van ellátva, melyen keresztül hűthető vagy fűthető.

1	Adagoló tartály	6	Tárcsás turbinakeverő
2	Hőmérő	7	Csőreaktor
3	Kevert tartályreaktor	8	Hőcserélő
4	Motor	9	Termosztát
5	Fordulatszám beállító	10	Rotaméter



9.1-3. ábra. A kísérleti berendezés vázlatos rajza

A csőreaktor leírása: A reaktor 50 mm belső átmérőjű, 1230 mm hosszú üvegcső, melynek térfogata 2 dm^3 . A tápáramokat külön-külön “cső a csőben” típusú hőcserélőkön melegítjük elő a mérésvezető által megadott hőmérsékletre, majd közvetlenül a reaktor előtt egyesítjük azokat. A betáplálás alul történik. A reakcióelegy a készüléket felül hagyja el. A reaktor köpennyel van ellátva, mellyen keresztül a kívánt hőmérséklet beállítható. A köpenyben és a hőcserélők külső terében áramló víz hőmérsékletét termostátokkal állíthatjuk a kívánt értékre.

9.1.4. A mérés kivitelezése

9.1.4.1. Folyamatos kevert tartályreaktor vizsgálata

A $0,08\text{-}0,1 \text{ mol/dm}^3$ koncentrációjú etil-acetát és nátrium-hidroxid oldatokkal tele-töltjük az adagoló tartályokat. Bekapcsoljuk a keverőt és a fordulatszámot a kívánt értékre állítjuk. Ne felejtsük el megindítani a keverő tömszelence hűtővizét! A

rotaméterek kalibrációs diagramjának felhasználásával beállítjuk a mérésvezető által megadott betáplálási térfogatáramokat. (Ezek állandó értéken tartásáról a mérés folyamán végig gondoskodjunk!).

A betáplálások elindítása után vegyünk mintát a betáplált oldatokból és határozzuk meg a kiindulási etil-acetát és nátrium-hidroxid koncentrációt.

A reaktor köpenyében keringtetett termosztáló folyadék hőmérsékletét változtatva a reakcióelegyet a kívánt hőmérsékletre melegítjük. Az állandósult állapot elérésétől öt percenként mintát veszünk és meghatározzuk a nátrium-hidroxid tartalmát. A mintákat, közvetlenül a kilépő csorból, lemért fölös sósavba engedjük, hogy a reakció azonnal megálljon. A titráló lombik tömegét mintavétel előtt és után megmérve megkapjuk a minta tömegét. A minta térfogatát a víz adott hőmérsékletre tartozó sűrűségével számolhatjuk. A fölös sósavat $0,1 \text{ mol/dm}^3$ koncentrációjú nátrium-hidroxid oldattal, fenolftalein indikátor mellett, visszatitráljuk. A stacionáriusan működő reaktorból legalább öt mintát vegyünk. A mintavételek között célszerű megmérni a reaktort elhagyó folyadék térfogatáramát (mérőhengerral), hogy a rotamétereket ellenőrizzük. Ha a térfogatáram eltér a rotamétereken beállított értéktől leállás után külön-külön kalibráljuk a rotamétereket.

Észtertartalom meghatározása: 20 ml vizsgálandó anyagot 250 ml-es gömb-lombikba mérünk, amelybe előzőleg 30 ml $0,1 \text{ M}$ nátrium-hidroxidot adtunk. Vízfürdőn, visszafolyó hűtővel félórán át forraljuk. Lehűlés után a lúgfelesleget $0,1 \text{ M}$ sósav oldattal visszatitráljuk. Ugyanígy egyidejűleg vakmeghatározást is végzünk.

9.1.4.2. Izoterm csőreaktor vizsgálata

Töltsük fel újra az adagoló tartályokat. Kezdjük el a megadott térfogatáramokkal a betáplálást. A betáplált oldatok hőmérsékletét a reakció hőmérsékletére kell állítani. Ezt a hőcserélő termosztátok hőmérsékletének szabályozásával érhetjük el. Amikor a két betáplált oldat az előírt hőmérsékletet elérte, a reaktor termosztáló köpenyében úgy állítjuk a hőmérsékletet, hogy a reakcióelegy belépő és kilépő hőmérséklete között $\pm 0,2 \text{ }^\circ\text{C}$ -nál nagyobb eltérés ne legyen. Ezután elkezdjük a mintavételt és a kevert tartályreaktornál ismertetett módon elvégezzük a mérést.

9.1.5. A mérés értékelése

1. A stacionárius állapotú reaktor mért koncentráció értékéből számolják ki a meghatározó komponensre a konverziót. Ne felejtsek el, hogy c_{A0} a két áram összekeverése után kapott elegyben a meghatározó komponens koncentrációja!

$$X_A = \frac{c_{A0} - c_A}{c_{A0}}$$

2. A kezdeti koncentrációk, a hőmérséklet és az átlagos tartózkodási idő ismeretében az ideális reaktor modellek alapján, az 1. illetve 2. táblázatok megfelelő képleteivel, számolják az “elméleti” konverziót. Hasonlítsák össze a mért konverzió értékkel.

Indokolják az eltérést.

9.1.6. Mérési jegyzőkönyv

9.1.6.1. Folyamatos kevert tartályreaktor vizsgálata

A keverő fordulatszáma: 1/min

\dot{V}_{EtAc} : dm^3/h rota: skr
 \dot{V}_{NaOH} : dm^3/h rota: skr

A reaktor hőmérséklete (T): $^{\circ}C$

A termosztát hőmérséklete (\bar{T}_h): $^{\circ}C$

sorszám	0					
idő	t (min)					
térfogat	V (ml)					
áram	Δt (s)					
	\dot{V} (dm^3/h)					
hőmérséklet	T ($^{\circ}C$)					
	\bar{T}_h ($^{\circ}C$)					
minta tömege	m_1 (g)					
	m_2 (g)					
	$m_2 - m_1$ (g)					
koncentráció	0,1 M NaOH (ml)					
	c_{NaOH} (mol/dm^3)					

0,1 M NaOH oldat faktora:

0,1 M HCl oldat faktora:

Betáplálási koncentrációk: c_{EtAc}^* : mol/dm^3 $X_{mért}$:
 c_{NaOH}^* : mol/dm^3 $X_{számított}$:

Megjegyzés:

9.1.6.2. Izoterm csőreaktor vizsgálata

\dot{V}_{EtAc} : dm^3/h rota: skr

\dot{V}_{NaOH} : dm^3/h rota: skr

Az *EtAc* belépő hőmérséklete (T_{EtAc}): °C

Az *NaOH* belépő hőmérséklete (T_{NaOH}): °C

A termosztátok hőmérséklete: T_h : °C

T_{hEtAc} : °C

T_{hNaOH} : °C

sorszám						
idő	t (min)					
térfogat	V (ml)					
áram	Δt (s)					
	\dot{V} (dm^3/h)					
hőmérséklet	T (°C)					
	T_{EtAc} (°C)					
	T_{NaOH} (°C)					
minta tömege	m_1 (g)					
	m_2 (g)					
	$m_2 - m_1$ (g)					
koncentráció	0,1 M NaOH (ml)					
	c_{NaOH} (mol/dm^3)					

0,1 M NaOH oldat faktora:

0,1 M HCl oldat faktora:

Betáplálási koncentrációk: c_{EtAc}^* : mol/dm^3 $X_{mért}$:

c_{NaOH}^* : mol/dm^3 $X_{számított}$:

Megjegyzés:

Ajánlott irodalom

1. Denbigh, K.G., Turner, J.C.R.: Kémiai reaktorok, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1971.
2. Patat, F., Kirchner, K.: Ipari kémiai praktikum, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1980.
3. Sawinsky J.: Vegyipari műveleti számítások III. Reaktorok, Tankönyvkiadó, Budapest, 1985.
4. Sawinsky J.: Kémiai reaktorok, (Egyetemi jegyzet kézirat), Budapest, 1999.

Készítette: Simándi Béla
Sawinsky János

Ellenőrizte: Deák András