

Jan UMJŃSKI

BADANIA PORÓWNAWCZE NIEKTÓRYCH TYPÓW MIESZADEŁ
STOSOWANYCH W CYRKULACYJNYCH KOMORACH FLOKULACJI
CZĘŚĆ III. CHARAKTER CYRKULACJI WODY I SKUTECZNOŚĆ MIESZANIA

Streszczenie. Artykuł stanowi trzecią część szerszego opracowania dotyczącego badań mieszadeł o kształtach stosowanych w cyrkulacyjnych komorach flokulacji. Obejmuje wyniki badań skuteczności mieszania i niektórych cech cyrkulacji cieczy w reaktorach. Miernikiem skuteczności mieszania był czas homogenizacji wody i roztworu barwnika.

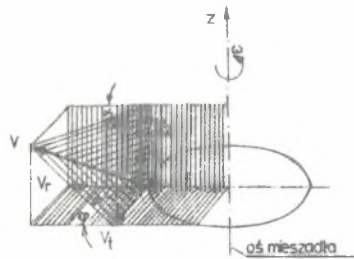
1. Wstęp

W literaturze z zakresu urządzeń do koagulacji zanieczyszczeń wody jest bardzo mało danych ilustrujących wpływ mieszadeł turbinowych i śmigłowych oraz geometrii komór flokulacji na przebieg procesu wolnego mieszania. Dotyczy to zwłaszcza rozkładu prędkości cieczy w komorach reakcji i skuteczności działania mieszadeł. Celowe jest więc nawiązanie do podstawowych badań procesu mieszania prowadzonych w dziedzinie inżynierii chemicznej.

1.1. Zagadnienie cyrkulacji cieczy w mieszalnikach

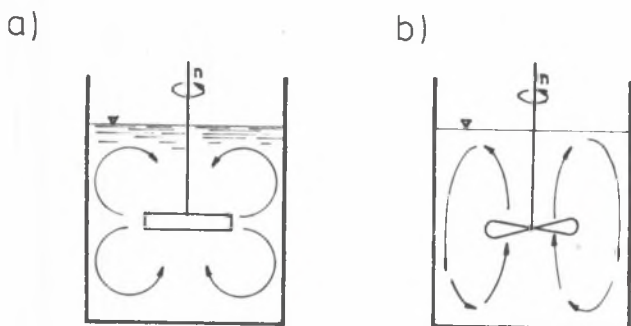
Badania rozkładu prędkości cieczy w mieszalnikach dotyczą głównie zbiorników cylindrycznych z mieszadłami umieszczonymi w osi zbiornika. Dotychczasowe uogólnienia rozkładów prędkości odnoszą się głównie do pewnych typów mieszadeł, mieszalników bez przegród oraz do procesu mieszania prowadzonego w sposób periodyczny (bez przepływu ciągłego, tj. w warunkach "statycznych").

Prędkość wypadkową cieczy w dowolnym punkcie zbiornika można rozłożyć na trzy składowe: promieniową V_r , osiową V_z oraz składową styczną V_t (rys. 1). Badania składowych oraz prędkości wypadkowych prowadziło wielu badaczy. Obszerne omówienie wyników niektórych badań wraz z ich graficzną ilustracją przytacza Strępek [4].

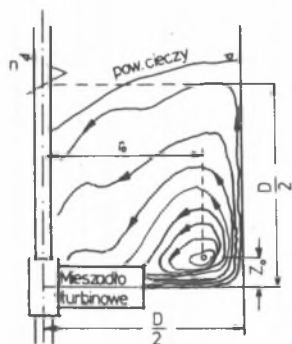


Rys. 1. Schemat rozkładu prędkości wypadkowej cieczy w mieszalniku na składowe V_r - składowa promieniowa, V_t - składowa styczna, V_z - składowa osiowa

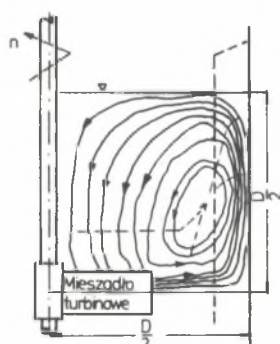
Dotychczas opracowano szereg formuł empirycznych opisujących rozkład prędkości wypadkowej i poszczególnych składowych [1, 2, 3, 4]. Wyniki badań wskazują, że podczas mieszania powstaje w zbiorniku cyrkulacja cieczy, czyli przemieszanie się jej wzdłuż tzw. pętli cyrkulacyjnych. Ze względu na charakter cyrkulacji można orientacyjnie podzielić mieszadła na grupy wytwarzające głównie strumień promieniowy - pewne typy mieszadeł turbinowych, strumień osiowy - np. mieszadła śmigłowe oraz strumień okrężny, np. wolnobrotowe mieszadła wielołopatkowe i ramowe.



Rys. 2. Schemat cyrkulacji wtórnej w mieszalniku w przypadku zastosowania mieszadła turbinowego i śmigłowego



Rys. 3. Struktura wtórnego strumienia cyrkulacyjnego w mieszalniku bez przegród



Rys. 4. Struktura wtórnego strumienia cyrkulacyjnego w mieszalniku z przegradami

Jeśli mieszadło turbinowe znajduje się w połowie głębokości cieczy, powstają dwa symetryczne strumienie cyrkulacji promieniowo-osiowej nad i pod mieszadłem (rys. 2a). Mieszadła wytwarzające głównie strumień osiowy wywołują na ogół cyrkulację w jednej pętli, obejmującej całą wysokość zbiornika (rys. 2b).

Dla dokładniejszego charakteryzowania pracy różnych mieszadeł wprowadzono pojęcie cyrkulacji okrężnej (obwodowej) oraz promieniowo-osiowej. Ogólny ruch cieczy w zbiorniku można mianowicie rozłożyć na dwa strumienie cyrkulacyjne. Pierwszy związany jest z obrotem całej masy cieczy wokół osi zbiornika. W strumieniu tym cząstki cieczy poruszają się po kołach współśrodkowych z osią zbiornika w płaszczyznach poziomych. Jest to tzw. cyrkulacja okrężna (pierwotna). Drugi związany jest z działaniem pompującym mieszadła. Wytwarza on tzw. cyrkulację promieniowo-osiową (wtórną) w płaszczyznach pionowych (południkowych) przechodzących przez oś mieszalnika. W procesie mieszania cyrkulacja promieniowo-osiowa (wtórna) odgrywa istotną rolę, gdyż ona to głównie wywołuje konwekcję cząstek cieczy w zbiorniku.

Istotny wpływ na strukturę wtórnego strumienia cyrkulacyjnego wywiera zastosowanie w zbiorniku przegród pionowych. Porównanie schematów przedstawionych na rys. 3 i 4 wskazuje, że w zbiorniku z przegrodami następuje znacznie większe zagęszczenie linii prądu cyrkulacji promieniowo-osiowej. Świadczy to o tym, że wprowadzenie do zbiornika pionowych przegród powoduje zmniejszenie cyrkulacji pierwotnej (okrężnej), a zwiększenie strumienia cyrkulacji wtórnej (promieniowej).

1.2. Pojęcia wstępne dotyczące oceny skuteczności mieszania

Obok charakteryzowania zjawisk ruchu cieczy w technice mieszania podlega badaniom skuteczność działania mieszadeł jako urządzeń wywołujących konwekcję mieszanych cząstek. Jak już wspomniano, skuteczność ta jest szczególnie mało znana w odniesieniu do typów mieszadeł stosowanych w cyrkulacyjnych komorach flokulacji.

Przy ocenie skuteczności mieszania można rozważać:

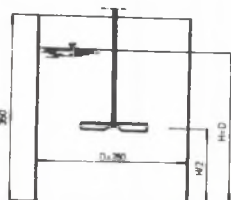
- 1) stopień zmieszania oznaczający stan wzajemnego rozproszczenia dwu lub więcej substancji w porównaniu do stanu rozproszczenia idealnego;
- 2) czas potrzebny do uzyskania określonego stopnia zmieszania;
- 3) efektywność mieszania [4], która charakteryzuje minimalny nakład energii gwarantujący osiągnięcie wymaganego efektu technologicznego.

Tak rozumiana skuteczność mieszania jest funkcją zarówno cech konstrukcyjnych mieszadła i zbiornika, jak też parametrów pracy mieszadła (ilości obrotów, prędkości obwodowej i innych parametrów charakteryzujących intensywność mieszania).

W badaniach porównawczych różnych mieszadeł (w procesie periodycznym) jednym z możliwych sposobów określenia skuteczności mieszania jest ustalenie czasu zmieszania (homogenizacji) dwóch cieczy. Jest to czas potrzebny do uzyskania odpowiednio wysokiego stopnia zmieszania, a więc odpowiedniej jednorodności układu. Im czas homogenizacji jest krótszy, tym dany mieszalnik pracuje bardziej intensywnie. W pomiarach czasu homogenizacji bierze się pod uwagę moment uzyskania jednorodności układu na skalę dostępnej obserwacji, która z kolei zdeterminowana jest przyjętą metodą [4].

2. Cel i zakres badań oraz metodyka pomiarów

Pomiędzy geometrią mieszadła i reaktora a rozkładem prędkości cieczy i skutecznością mieszania zachodzi ścisły związek, wobec czego określenie go musi być - z natury rzeczy - istotnym celem badań porównawczych. W przy-



Rys. 5. Reaktor B
(zbiornik bez przegród)

padku przedstawianych badań [6, 5], wobec dużej ilości porównywanych konstrukcji, z konieczności ograniczono się do określenia zasadniczych cech cyrkulacji, wywoływanej przez poszczególne typy mieszadeł, szczególnie natomiast zajęto się oceną skuteczności mieszania.

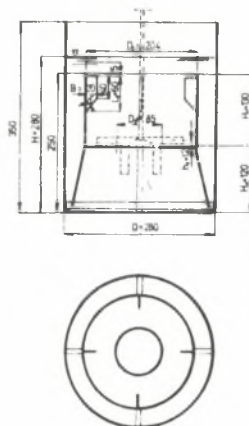
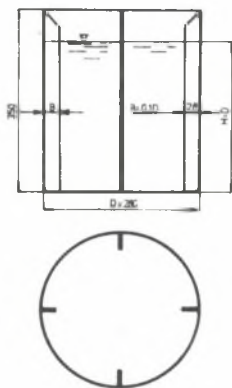
W przypadku mieszadeł turbinowych dyskowych i śmigłowych dzięki zastosowaniu uproszczonych, typowych warunków badań¹⁾ można było nawiązać do znanych cech rozkładu ruchu cieczy i ograniczyć się do ich sprawdzenia. Natomiast w przypadku mieszadeł talerzowych, dla których charakter cyrkulacji jest najmniej znany, konieczne było podjęcie szczegółowszych obserwacji.

Dalszym i najbardziej istotnym celem tej części badań było określenie skuteczności działania mieszadeł poprzez pomiar czasu homogenizacji. Aby ustalić skuteczność zastosowania przegród w reaktorze, badania mieszadeł przeprowadzono zarówno w zbiorniku bez przegród [6] (zwanym w dalszym ciągu reaktorem B - rys. 5), jak też w zbiorniku z czterema przegrodami standardowymi (zwanym dalej umownie reaktorem S - rys. 6). Jednocześnie - dla porównania - część badań przeprowadzono w mieszalniku zaprojektowanym w taki sposób, aby wewnętrzna jego część miała kształt komory flokulacji w akceleratorze (reaktor M - rys. 7).

Do określania czasu homogenizacji wykorzystano jako wskaźnik roztwór rodaminy "B", sporządzony przez rozpuszczenie 100 mg barwnika w 1 litrze wody destylowanej. W trakcie pomiarów roztwór ten dozowano w ilości 2 ml na litr wody w mieszalniku. Pomiar polegał na określeniu czasu, jaki upły-

¹⁾ Badania dotyczą procesu mieszania prowadzonego w sposób periodyczny, napełnienie zbiorników przyjmowano równe średnicy, zawieszenie mieszadła - w połowie głębokości, szerokość przegród w reaktorze 0,1 średnicy zbiornika, wykorzystano m.in. mieszadło dyskowe, sześciolopatkowe (R) o typowych, przebadanych już proporcjach [4, 6]. W sumie - tam, gdzie było to możliwe i celowe, zastosowano uproszczone warunki i proporcje, które często stosuje się w podstawowych badaniach procesu mieszania, aby ułatwić wykorzystanie dotychczasowych i uogólnianie nowych - wyników badań. Takie warunki umownie określa się niekiedy jako "standardowe" [4]. Należy tu dodać, że preferowanie określonych kształtów i proporcji geometrycznych w podstawowych badaniach z zakresu hydrauliki mieszania może ułatwić porównywalność i uogólnianie wyników badań również dla innych, wymaganych w praktyce warunków..

nią od momentu wprowadzenia roztworu barwnika do wody w mieszalniku do momentu, gdy wzrokowo stwierdzono jednolite wymieszanie barwnika z wodą.



Rys. 6. Reaktor S (zbiornik z czterema przegrodami standardowymi)

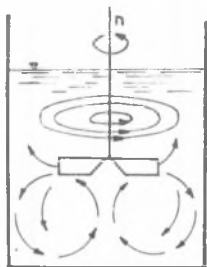
Rys. 7. Reaktor "M": $\frac{H}{D} = 1$; $\frac{H_1}{D} = 0,46$;
 $\frac{H_2}{D} = 0,43$; $\frac{D_1}{D} = 0,73$; $\frac{H_1}{D_1} = 0,64$; $\frac{D_2}{D_1} =$
 $= 0,42$; $\frac{h_1}{D_1} = 0,06$; $\frac{B}{D_1} = 0,10$; $\frac{L}{D_1} =$
 $= 0,29$; $\delta = 45^\circ$

Wszystkie pomiary wykonano w stałej praktycznie temperaturze wody (292,5-293°K), dla kilku wybranych prędkości obwodowych mieszadeł, w zakresie 0,3-1,5 m/s. W pomiarach wstępnych stwierdzono bardzo duży wpływ lokalizacji punktu dozowania barwnika na czas homogenizacji. Do zasadniczego cyklu badań wybrano punkt dozowania na powierzchni wody w pobliżu osi mieszadła. Punkt ten dawał bowiem stosunkowo najdłuższe czasy homogenizacji, a więc umożliwiał uzyskanie największej, względnej dokładności pomiarów¹⁾. Pomiar czasu zmieszania wykonywano stoperem z dokładnością do 0,1 s, co dawało dla pojedynczego pomiaru maksymalny błąd względny do 5,3% (w przypadku mieszadła R). Jednak dla większości mieszadeł błąd ten nie przekraczał 1,5%.

¹⁾ Np. usytuowanie punktu dozowania wskaźnika w odległości 4 cm (1/7 D) od ścianki zbiornika dawało znaczne skrócenie czasu homogenizacji; w przypadku mieszadeł talerzowych (3) w reaktorze B nawet jedenastokrotnie. W związku z tym w późniejszych badaniach technologicznych [5] podczas koagulacji stosowano dozowanie reagentów wyłącznie w tym punkcie.

3. Omówienie wyników badań

Charakter cyrkulacji cieczy. Dozując do mieszanej wody niewielkie ilości wskaźnika, można było do momentu pełnej homogenizacji wody i barwnika zaobserwować niektóre właściwości cyrkulacji cieczy. Były to obserwacje fragmentaryczne, możliwe do wykonania przy stosunkowo niedużych prędkościach obrotowych. W wystarczającym zakresie umożliwiały one jednak określenie niektórych cech cyrkulacji.

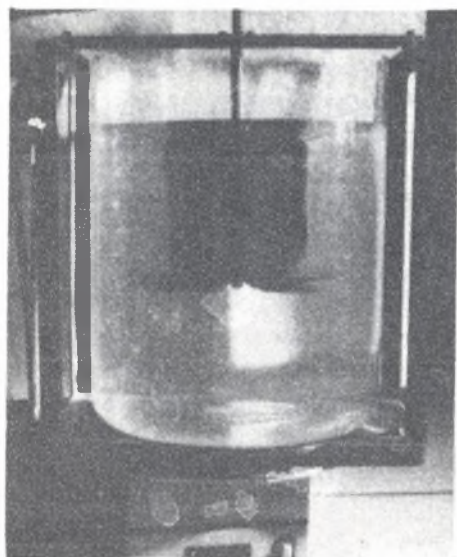


Rys. 8. Schemat cyrkulacji wywołanej działaniem mieszadła turbinowego talerzowego w reaktorze B

W reaktorze bez przegród (B) mieszadła talerzowe wytwarzały w dolnej części zbiornika (poniżej płaszczyzny mieszadła) cyrkulację promieniowo-osiową, czyli przepływ promieniowy wody w pobliżu łopatek, przepływ w dół - przy ściankach reaktora, następnie zaś przepływ w górę - w pobliżu osi obrotu (rys. 8). Jednocześnie występowała oczywiście cyrkulacja okrężna, zgodnie z kierunkiem obrotu mieszadła. Natomiast w górnej części zbiornika (nad mieszadłem) zdecydowanie przeważała cyrkulacja okrężna, przy czym przewaga tej cyrkulacji (nad promieniowo-osiową) była tym wyraźniejsza, im większa była średnica mieszadła (przy sta-

łej średnicy reaktora). Bezpośrednim objawem cyrkulacji okrężnej nad mieszadłem był barwny walec, który tworzył się po wprowadzeniu wskaźnika nad wirujące mieszadło talerzowe (rys. 9). Walec ten początkowo miał średnicę równą niemal średnicy mieszadła, później średnica zmniejszała się, kontury ulegały rozmyciu i traciły kontrastowość, aż nastąpiło pełne wymieszanie wody i barwnika.

Dla pozostałych typów mieszadeł przeprowadzone obserwacje potwierdziły w zasadzie występowanie znanych cech cyrkulacji, np. promieniowo-osiowej dla mieszadeł turbinowych dyskowych. Mieszadła śmigłowe (7, 7a) charakteryzowały się przewagą cyrkulacji osiowej z pompowaniem wody w górę. Wytwarzały jednak również niewielką, wtórną cyrkulację promieniową,



Rys. 9. Wir utrzymujący się nad mieszadłem talerzowym (zdjęcie wykonano po 2 minutach od wprowadzenia wskaźnika; mieszadło 3a, $u = 1,0$ m/s)

szczególnie przy powiększeniu średnicy i prędkości obwodowej.

W reaktorach S oraz M próby nawet pobieżnych obserwacji cyrkulowania wody natrafiały na duże trudności ze względu na znacznie krótsze czasy homogenizacji niż w przypadku reaktora B oraz inne przyczyny (np. podwójne ścianki w reaktorze M, nieprzeźroczystość ścianek wewnętrznych itp.). W reaktorze M stwierdzono, że podczas pracy mieszadła istnieje (zgodne z przewidywaniem) wewnętrzne krążenie wody: w części wewnętrznej w górę, zaś między ściankami reaktora - w dół. Udało się zaobserwować, że w obu reaktorach S i M nad mieszadłami talerzowymi występuje częściowo cyrkulacja okrężna, ale prawie wyłącznie przy niedużych prędkościach obrotowych oraz w pobliżu osi mieszadła. Po wprowadzeniu nad mieszadło barwnika w pobliżu osi obrotu tworzył się na krótko charakterystyczny barwny walec, jednak można go było zauważyć tylko przy minimalnych prędkościach, a początkowa średnica walca była (w odróżnieniu od prób w reaktorze B) o wiele mniejsza niż średnica mieszadła. Wszystko to świadczy o tym, że w reaktorach M i S przestrzeń nad mieszadłami talerzowymi była znacznie intensywniej mieszana niż w przypadku reaktora B..

Tabela 1

Czas homogenizacji wody i roztworu rodaminu B jako wskaźnika
(Temperatura wody - 293 K,
punkt dozowania barwnika - w pobliżu osi mieszadła)

Mieszadło	Średnica zewnętrzna mieszadła mm	Zbiornik bez przegród (Reaktor B)			Reaktor "M"			Zbiornik z czterema przegrodami standardowymi (Reaktor "S")		
		Prędkość obrotowa łopatek m/s	Ilość obrotów n_1 1/min	Czas homogenizacji τ_h s	Prędkość obrotowa łopatek m/s	Ilość obrotów n_1 1/min	Czas homogenizacji τ_h s	Prędkość obrotowa łopatek m/s	Ilość obrotów n_1 1/min	Czas homogenizacji τ_h s
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1a	160	1,0	120	540,0	0,3 1,0	36 120	85,0 25,0	0,3	36	14,3
2a		1,0	120	465,0	1,0	120	20,3	0,3	36	13,8
3a		0,27	32	673,8	0,3	36	52,6	0,3	36	11,4
		0,5	60	680,2	1,0	120	26,0	0,5	60	5,0
		1,0	120	317,1				0,7	84	3,9
		1,5	179	70,0				1,0	120	2,2
3a ₁		1,0	120	288,0	1,0	120	17,0	0,3	36	7,9
4a		1,0	120	400,0	1,0	120	23,8	0,3	36	13,5
4a ₁		1,0	120	391,0	1,0	120	16,0			

cd. tabeli 1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
7a	160	1,0	120	50,3	0,3 1,0	36 120	36,2 17,7	0,3	36	22,9	
7a ₁		1,0	120	41,1				0,3	36	13,3	
8a		1,0	120	335,0	0,3 1,0	36 120	55,0 16,5	0,3	36	13,0	
3	120	0,29	47	450,0	0,3	48	39,9	0,3	48	10,0	
		0,5	80	570,0	1,0	159	18,0	0,7	112	5,1	
		1,0	159	179,2				1,0	159	3,9	
		1,5	239	65,0							
4		1,0	159	278,0	1,0	159	20,8	0,3	48	13,1	
5		1,0	159	188,5							
6		1,0	159	186,7							
7		1,0	159	37,0	1,0	159	27,5	0,3	48	35,3	
8		1,0	159	315,0	1,0	159	17,6	0,3	48	16,1	
9		1,0	159	20,5				0,3	48	5,5	
3b		80	0,5	119	127,4				0,3	72	8,0
			1,0	239	55,7				0,7	167	6,5
	1,5		358	44,4				1,0	239	4,9	
4b	1,0		239	150,0				0,3	72	13,0	
7b	1,0		239	22,1				0,3	72	39,5	
8b	1,0		239	195,2				0,3	72	19,0	
R	0,5		119	100,0				0,3	72	6,9	
	1,0		239	42,9				0,7	167	4,6	
								1,0	239	2,1	

Czas homogenizacji wody i wskaźnika. Wyniki pomiarów czasu zmieszania zestawiono w tab. 1. Dla lepszej przejrzystości mieszań w poszczególnych reaktorach uszeregowano w tab. 2 według wzrastających wartości czasu homogenizacji (przy jednakowej prędkości obwodowej łopatek). Wyszczególniono tam kolejność każdego mieszań zarówno bezwzględną (wśród wszystkich badanych w danym reaktorze konstrukcji), jak też kolejność w grupie mieszań o tej samej średnicy.

Badania wykazały, że większość porównywanych cech konstrukcji wywiera wyraźny wpływ na czas zmieszania. W największym stosunkowo stopniu szybkość homogenizacji wody i barwnika determinowana była przez rodzaj zastosowanego reaktora.

Tabela 2

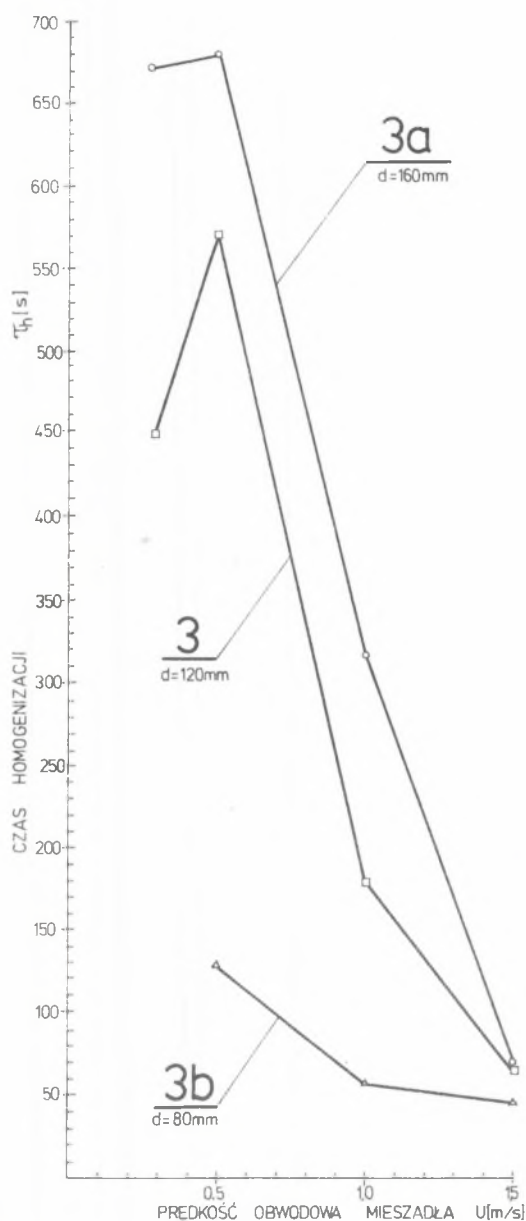
Uszeregowanie mieszadeł według rosnących wartości czasu homogenizacji

Reaktor B		Reaktor M		Reaktor S	
Kolejność mieszadła przy $u = 1,0$ m/s		Kolejność mieszadła przy $u = 1,0$ m/s		Kolejność mieszadła przy $u = 0,3$ m/s	
bezwzględna w grupach o jednakowej średnicy		bezwzględna w grupach o jednakowej średnicy		bezwzględna w grupach o jednakowej średnicy	
1	2	3	4	5	6
9	7b	4a ₁	8	8	R
7b	R	8a	3	R	3b
7	3b	3a ₁	4	3a ₁	4b
7a ₁	4b	8	7	3b	8b
R	8b	7a	4a ₁	3	7b
7a	9	3	8a	3a	9
3b	7	2a	3a ₁	4b, 8a	3
4b	3	4	7a	4	4
3	6	4a	2a	7a ₁	8
6	5	1a	4a	4a	8
5	4	3a	1a	2a	3a ₁
8b	8	7	3a	1a	3a
4	7a ₁			8	8a
3a ₁	7a			8b	7a ₁
8	3a ₁			7a	4a
3a	3a			7	2a
8a	8a			7b	1a
4a ₁	4a ₁				7a
4a	4a				
2a	2a				
1a	1a				

Z porównania uzyskanych w pomiarach wartości wynika, że w reaktorze B czas homogenizacji był znacznie dłuższy niż w reaktorach M i S. Średnie arytmetyczne wartości czasów dla tych samych jedenastu mieszadeł (1a, 2a, 3a, 3a₁, 3, 4a, 4, 7a, 7, 8a, 8) wynoszą:

- dla reaktora bez przegród (B) przy prędkości obwodowej łopatek $u = 1,0$ m/s - 291,3 s;
- dla reaktora M przy $u = 1,0$ m/s - 20,9 s;
- dla reaktora z przegradami (S) przy $u = 0,3$ m/s - 15,6 s.

Zwraca uwagę bardzo duży wpływ przegród w zbiorniku. Dla reaktora S wykonanie pełnego cyklu pomiarów przy prędkości obwodowej $u = 1,0$ m/s nie było praktycznie możliwe ze względu na bardzo krótkie czasy homogenizacji (rzędu paru sekund). W odróżnieniu od reaktorów B i M zasadniczą część



Rys. 10. Zależność czasu homogenizacji od prędkości obwodowej dla mieszadeł talerzowych otwartych 3 (a, b) w reaktorze B

szadłach talerzowych miały zauważalny wpływ w reaktorach B i S. Porównanie mieszadeł 3-4, 3a-4a i 3b-4b w tych reaktorach (tab. 1) wskazuje na

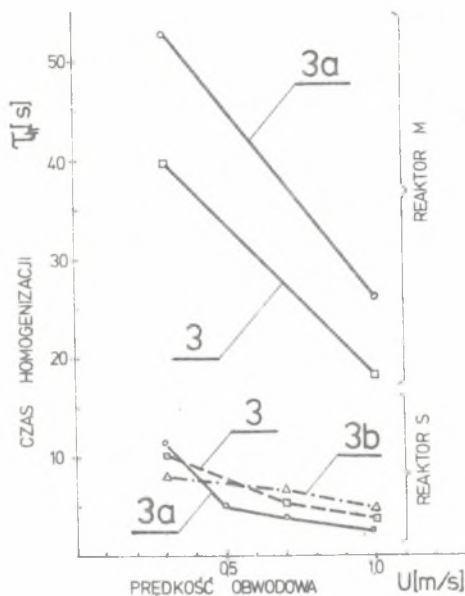
pomiarów wykonano w tym przypadku przy znacznie mniejszej prędkości obrotowej ($u = 0,3$ m/s). Ale mimo to wartości czasów zmieszania były wielokrotnie (ok. 18,7 razy) mniejsze niż w reaktorze B. Analogicznie - w reaktorze M czasy te były ok. 14-krotnie krótsze w porównaniu z reaktorem B.

Jeśli chodzi o wpływ typu mieszadeł, to - ogólnie rzecz biorąc - najkrótsze czasy homogenizacji uzyskano przy zastosowaniu mieszadeł turbinowych dyskowych (2,1-20,5 s). Mieszadła śmigłowe w reaktorze bez przegród miały (obok mieszadeł dyskowych) czasy najkrótsze, natomiast w reaktorze S należały do grupy mieszadeł o najdłuższych czasach homogenizacji.

Mieszadła turbinowe talerzowe wykazały w reaktorze B, znacznie słabszą skuteczność mieszania niż śmigłowe (czasy 55,7-540 s), ale dość dobrą w reaktorze S (8-16,1 s). W tej grupie mieszadeł szybszą homogenizację wody i barwnika zapewniały mieszadła otwarte z łopatkami prostymi (3b, 3, 3a, 2a, 1a), wolniej zaś przebiegła homogenizacja z zastosowaniem mieszadeł zankniętych z łopatkami prostymi i zakrzywionymi (4a, 4, 4b, 8b, 8).

Zastosowanie pierścienia osłaniającego łopatki od dołu oraz ilość łopatek w mie-

to, że pierścień dolny w mieszadłach zamkniętych w znacznym stopniu wydłużał czasy homogenizacji (w przypadku mieszadeł 3b-4b nawet 2,7 raza). Natomiast wzrost ilości łopatek w zakresie od 4 do 12 (mieszadła 1a, 2a i 3a) powodował zmniejszanie czasu homogenizacji: w przypadku reaktora B o 41,3%, zaś w reaktorze S - o 20,3%. W reaktorze M zarówno ilość łopatek, jak również pierścień dolny w mieszadłach talerzowych nie miały większego wpływu na czas mieszania.



Rys. 11. Zależność czasu homogenizacji od prędkości obwodowej dla mieszadeł talerzowych otwartych 3 (a, b) w reaktorach M oraz S

- dla $d = 80$ mm i mieszadeł 3b, 4b, 7b, 8b - 105,7 s.

Wraz ze zmniejszaniem się średnicy mieszadeł czasy malały, wzrastała więc skuteczność mieszania.

W reaktorze M badano tylko dwie średnice mieszadeł $d = 120$ i 160 mm. Zmiana średnic w tym zakresie wpływała na czas mieszania w różny sposób w zależności od stosowanego mieszadła. Ogólnie - wpływ średnicy był tu stosunkowo mały. Średnia czasów dla mieszadeł 3a, 4a i 8a wynosiła 22,1 s, zaś dla 3, 4 i 8 - 18,8 s.

W reaktorze S wpływ średnicy mieszadeł był również niewielki, ale dość wyraźny. Średnia czasów homogenizacji dla czterech konstrukcji wynosi:

- dla $d = 160$ mm i mieszadeł 3a, 4a, 7a, 8a - 15,2 s;

- dla $d = 120$ mm i mieszadeł 3, 4, 7, 8 - 18,7 s;

- dla $d = 80$ mm i mieszadeł 3b, 4b, 7b, 8b - 19,9 s.

We wszystkich natomiast reaktorach dotatkowe łopatki dolne (por. mieszadła 3a-3a₁, 4a-4a₁, 7a-7a₁) skracali czas homogenizacji. Np. w przypadku mieszadeł talerzowych otwartych (3a-3a₁) zastosowanie tych łopatek skracало czas o 9,2% w reaktorze B, o 30,7% w reaktorze S i o 34,6% w reaktorze M.

Spośród porównywanych cech konstrukcyjnych i geometrycznych mieszadeł na szczególną uwagę zasługuje wpływ średnicy mieszadeł. Wpływ ten w wyjątkowo dużym stopniu uwidocznił się w przypadku reaktora B. Przykładowo, dla czterech porównywanych konstrukcji mieszadeł średnie wartości czasów homogenizacji wynosiły:

- dla $d = 160$ mm i mieszadeł 3a, 4a, 7a, 8a - 275,6 s;

- dla $d = 120$ mm i mieszadeł 3, 4, 7, 8 - 202,3 s;

W tym przypadku wraz ze zmniejszeniem się średnicy mieszadeł - średnia czasów wzrastała (zależność odwrotna niż dla reaktora B).

Na rys. 10 przedstawiono zależność czasu zmieszania od średnicy i prędkości obwodowej dla mieszadeł talerzowych otwartych z 12 łopatkami prostymi (3, 3a, 3b) w reaktorze B, zaś na rys. 11 analogiczną zależność dla reaktora S i M. Obok omówionego już wpływu średnicy rysunki te ilustrują zmiany czasu homogenizacji przy zastosowaniu różnych prędkości obwodowych mieszadeł. Na ogół ze wzrostem prędkości obwodowej czas homogenizacji maleł. Wyjątek stanowi tutaj jedynie zakres małych prędkości (poniżej 0,5 m/s) w reaktorze B. W reaktorach B i M dłuższe czasy zmieszania otrzymywano ze wzrostem średnic dla całego badanego zakresu prędkości obwodowych. Natomiast w reaktorze S podobny przebieg zależności zaobserwowano jedynie dla $u = 0,3$ m/s. Przy większych prędkościach czasy krótsze otrzymywano przy średnicach większych.

Jak już zaznaczono, porównania poszczególnych reaktorów i mieszadeł odnoszą się do jednakowej prędkości obwodowej łopatek. Prędkość ta stanowi, jak wiadomo, jedno z głównych kryteriów intensywności mieszania w mechanicznych komorach flokulacji. Widzimy, że mimo zastosowania dla badanych konstrukcji jednakowej nominalnie intensywności mieszania uzyskano różne czasy homogenizacji, a więc - różny wpływ porównywanych cech konstrukcyjnych na efekt mieszania.

4. Podsumowanie

Z badanych właściwości mieszadeł i reaktorów największy wpływ na skuteczność mieszania wywiera zastosowanie w reaktorze przegród pionowych, które wydatnie skracają czas zmieszania. Nie ulega wątpliwości, że jest to skutkiem oddziaływania przegród na określoną (pierwotną) cyrkulację wody w zbiorniku i wytwarzania - intensywnej, wtórnej cyrkulacji promieniowej. Stosunkowo szybkie, intensywne wymieszanie cieczy wywołuje również cyrkulacja wytwarzana w reaktorze M (przepływ w górę w części środkowej reaktora i następnie w dół przy ścianach zewnętrznych).

Uzyskiwany w badaniach czas homogenizacji determinowany był w większym stopniu przez rodzaj zastosowanego reaktora (B, S, M) niż przez właściwości konstrukcyjne mieszadeł.

Badania wykazały, że te mieszadła, które wywołują typową cyrkulację promieniową (turbiniowe dyskowe) charakteryzują się najkrótszymi czasami zmieszania. Mieszadła wywołujące przewagę cyrkulacji osiowej (7, 7a) wykazują bardzo dobrą skuteczność mieszania w reaktorze bez przegród, słabą zaś - w reaktorze z przegradami.

Mieszadła turbiniowe talerzowe wywołują cyrkulację określoną nad mieszadłem i promieniowo-osiołą pod mieszadłem. Ten typ cyrkulacji powoduje homogenizację stosunkowo wolną, szczególnie w zbiorniku bez przegród. Przy

tym - w szczególnie dużym stopniu efekt mieszania (przy tej samej prędkości obwodowej łopatek) zależy od średnicy mieszadła. Im średnica mieszadła jest większa (przy braku przegród w zbiorniku), tym bardziej cyrkulacja w górnej części zbiornika ma charakter okrężny, a czas homogenizacji całej zawartości reaktora wydłuża się.

Przeprowadzone doświadczenia unaczyniają ogólniejszą zależność, jaka zachodzi między rodzajem cyrkulacji a czasem zmieszania: cyrkulacja okrężna charakteryzuje się długim czasem homogenizacji, a więc małą skutecznością mieszania, zaś cyrkulacja promieniowa lub osiowa daje krótkie czasy homogenizacji, a więc - mieszanie bardziej intensywne. Tego typu współzależność daje możliwość przewidywania, jaki będzie wpływ różnych cech mieszadeł i reaktorów na szybkość wymieszania, jeśli znamy oddziaływanie tych cech na cyrkulację cieczy w mieszalniku. Wniosek ten potwierdzają rezultaty badań wpływu takich właściwości, jak pierścień dolny osłaniający łopatki w mieszadłach talerzowych (zamkniętych), ilość łopatek oraz dodatkowe łopatki dolne w mieszadłach talerzowych i śmigłowych.

LITERATURA

- [1] Błasiński H., Tyczkowski A.: Hydrodynamiczna ocena niektórych parametrów geometrycznych mieszalnika. I. Badania rozkładu prędkości cieczy w mieszalniku. *Chemia Stosowana*, IV, 2B, 155 (1967).
- [2] Czepura I.W., Sołowiew A.W., Tumanow Ju.W., Pianowski A.N.: O tangencjalnej strukturze pola skrotostiej w gładkościennym osudzie s radialno-łopastnoej mieszalkoj. *Teorietiozeskije Osnovy Chim. Technol.* Nr 3, 1969, 404-411.
- [3] Karasiew I.N., Gzowski S.Ja.: Issledowanije raboty radialno-łopastnyh mieszalok w oildriczeskich sosudach s płaskim dniszczem. *Chimiozeskoje i nieftianoje maszinostrojenije*, Nr 1, 1966, 26-28.
- [4] Stręć F.: *Inżynieria Chemiczna. Mieszanie i mieszalniki*. WNT, Warszawa 1971.
- [5] Umiński J.: Wpływ niektórych typów mieszadeł i reaktorów na wyniki wolnego mieszania w procesie koagulacji zanieczyszczeń wody w świetle wybranych kryteriów. *Instytut Inż. Ochr. Środow. Politechniki Śląskiej. Praca doktorska*, Gliwice 1977.
- [6] Umiński J.: *Badania porównawcze niektórych typów mieszadeł stosowanych w cyrkulacyjnych komorach flokulacji*. Część I. *Moc mieszania*. *Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej*, Gliwice (w druku).

СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ НЕКОТОРЫХ ТИПОВ МЕШАЛОК,
ПРИМЕНЯЕМЫХ В ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ КАМЕРАХ ФЛОКУЛЯЦИИ.

ЧАСТЬ III. ХАРАКТЕР ЦИРКУЛЯЦИИ ВОДЫ И ЭФФЕКТИВНОСТЬ СМЕШИВАНИЯ

Резюме

Статья составляет третью часть более широкой обработки, касающейся исследований мешалок с применяемыми в циркуляционных камерах флокуляции фор-

мами. Она заключает в себе результаты исследований эффективности смешивания и некоторых свойств циркуляции жидкости в реакторах. Измерителем эффективности смешивания было время гомогенизации воды и раствора красителя.

THE COMPARATIVE INVESTIGATION OF SOME TYPES OF MIXERS
USED IN THE CIRCULATION FLOCCULATION CHAMBERS
PART III. THE CHARACTER OF WATER CIRCULATION
AND THE EFFICIENCY OF MIXING

S u m m a r y

The paper is the third part of the bigger research on specifically formed mixers, used in the circulation flocculation chambers. It embraces the results of investigation of the efficiency of mixing and some features of liquids circulation in the reactors. The time of water and dye solution homogenization was assumed to be a measure of efficiency.