

Таблица 1. Результаты расчета сети вакуумной канализации на основе полученной математической модели

Номера участков	Длина участков, м	Диаметр тр-да, м	Количество жителей, чел	Расход ст. вод м ³ /сут	Количество перепадов, шт.	Длина му коленами, м	Длины участков различной структуры, м				Скорость, м/с	Коэффициент Фаннинга			Потери давления, Па
							1-2	2-3	3-4	4-5		f _s	f _G	f _L	
28-38	121	0,08	40	8	2	60,5	0,1	2,4	8,0	50,0	2	0,0013	0,0072	0,0011	4220,84
36-38	67,3	0,065	12	2,4	1	67,3	0,1	2,4	8,0	56,8	2	0,0013	0,0075	0,0011	5646,52
38-30	83,1	0,08	24	4,8	1	83,1	0,1	2,4	8,0	72,6	2	0,0013	0,0072	0,0011	5423,95
29-30	331,4	0,065	32	6,4	3	110,5	0,1	2,4	8,0	100,0	2	0,0013	0,0075	0,0011	8594,72
30-32	90,7	0,08	20	4	1	90,7	0,1	2,4	8,0	80,2	2	0,0013	0,0072	0,0011	5828,53
31-32	86	0,125	19	3,8	1	86,0	0,1	2,4	8,0	75,5	2	0,0013	0,0066	0,0010	3598,53
32-33	324,8	0,125	92	18,4	3	108,3	0,1	2,4	8,0	97,8	2	0,0013	0,0066	0,0010	4292,38
33-35	139,5	0,125	20	4	2	69,8	0,1	2,4	8,0	59,3	2	0,0013	0,0066	0,0010	3092,16
34-35	156,5	0,065	32	6,4	2	78,3	0,1	2,4	8,0	67,8	2	0,0013	0,0075	0,0011	6394,39
37-35	325,6	0,065	20	4	3	108,5	0,1	2,4	8,0	98,0	2	0,0013	0,0075	0,0011	8462,68
35-BC	291,1	0,125	4	0,8	3	97,0	0,1	2,4	8,0	86,5	2	0,0013	0,0066	0,0010	3942,33
Всего	2017														59497,03

Как видно из таблицы 1, суммарные потери напора для трубопроводов с диаметрами, подобранными по зарубежной методике расчета составили 59497,03 Па, или около 6 м.вод.ст., что в принципе соответствует реальности – именно такое отрицательное давление рекомендуется создавать в системе вакуумной канализации. Но если руководствоваться принципом снижения потерь давления, то, имея расчетную формулу, возможен подбор других диаметров, скоростей, расстояний между коленами, который повлечет за собой снижение величины необходимого вакуума в сети.

Заключение. Таким образом, установлено, что полученную модель расчета возможно применить на практике. Расчетная формула довольно гибкая и позволяет задаваться различными параметрами системы, снижая при этом потери давления или диаметр трубопровода. В дальнейших исследованиях планируется рассчитать экономический эффект снижения потерь давления при увеличении диаметра, и наоборот, выбор оптимальной методики расчета систем вакуумной канализации.

СПИСОК ЦИТИРОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Christopher, E. Brennen, Fundamentals of Multiphase Flows. – Pasadena, California: California Institute of Technology, 2008. – 410 p.
2. Чисхолм, Д. Двухфазные течения в трубопроводах и теплообменниках; пер. с англ. – Великобритания, 1983. – М.: Недра, 1986. – 204 с.

3. Мамаев, В.А. Гидродинамика газожидкостных смесей в трубах / В.А. Мамаев, Г.Э. Одишария, Н.И. Семенов, А.А. Точигин. – М.: Недра, 1969. – 208 с.
4. Нездойминов, В.И. Применение вакуумной канализации для малых населенных пунктов в Украине / В.И. Нездойминов, Н.И. Григоренко, Д.В. Заворотный // Науковий вісник будівництва. – № 2010-60. – 2010.
5. Григоренко, Н.И. Исследование параметров основных элементов гидропневматической вакуумной системы канализации в лабораторных условиях // Вестник ДонНУСА. – № 2011-3(89). – 2011. – С. 110–112.
6. Jing-yu, Xu Studies on two-phase co-current air/non-Newtonian shear-thinning fluid flows in inclined smooth pipes, International journal of Multiphase flow / Xu Jing-yu, Wu Ying-xiang, Shi Zai-hong [and other]. – № 33(2007). – P. 948–969.
7. Справочник по гидравлическим расчетам / Под редакцией П.Г. Киселева – Изд. 4-е, переработ. и доп. – М.: Энергия, 1972.
8. Small wastewater treatment plants III Text. / Y. Watanabe // Water Science and Technology. 1997. – Vol. 35, N 6. – P. 1–154.
9. Kleine Kläranlagen Text / D. Schreff, P. Wilderer // Korrespond. Abwasser. – 1999. – Vol. 46, N 10. – S. 1522–1525.
10. Dezentrale Abwasserreinigung im landlichen Raum Text. / U. Kapteina // Neue Landschaft. 1999. – N 6. – S. 388–390.

Материал поступил в редакцию 07.02.13

NEZDOYMINOV V.I., GRIGORENKO N.I. The practical application of vacuum sewer calculation model

We consider a problem of the movement of two-phase flow liquid/gas in the vacuum sewer system. We determined the structure of the movement in the pipeline section. The calculation model of pressure losses along the length of one section was proposed. The possibility of using this model in practice was verified.

УДК 628.316

Урецкий Е.А., Мороз В.В.

ИЗУЧЕНИЕ РЕАЛЬНОЙ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЙ ОБСТАНОВКИ В ПРОМЫШЛЕННОМ АППАРАТЕ V=3,2М³ С МЕХАНИЧЕСКОЙ МЕШАЛКОЙ, ИСПОЛЪЗУЕМОМ ДЛЯ ОБРАБОТКИ СМЕСИ СТОКОВ ГАЛЬВАНИЧЕСКОГО И ОКРАСОЧНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Введение. Как известно, при подборе химической аппаратуры необходимо предусматривать три наиболее важных аспекта:

- кинетику химических реакций;
- смешивание химических реагентов с обрабатываемыми сточными водами на молекулярном уровне (микроремешивание);
- гидродинамику аппаратов.

Проведенные ранее одним из авторов статьи Урецким Е.А. исследования кинетики основных реакций, используемых для реагентной очистки сточных вод [1], показали, что и гидролиз солей тяжелых металлов в сильно разбавленных растворах, и нейтрализации сточных вод являются реакциями второго порядка и характеризуются высокими значениями констант скоростей.

Реакции нейтрализации между сильными кислотами и основаниями, находящимися в растворах (гомогенные реакции), протекают практически мгновенно, и их кинетика может не приниматься в расчет при выборе реакторов.

В случаях гетерогенных реакций нейтрализации, типичным примером которой является взаимодействие между серной и известковой суспензией, и она, по данным Гордина и Манусовой заканчивается в течение 8 секунд.

В своё время было изучено смешивание химических реагентов с обрабатываемыми сточными водами на молекулярном уровне (микроремешивание) [1].

Причиной высокой металло- и энергоёмкости технологических линий очистки является не только игнорирование скоротечности химических процессов, но и реальной гидродинамической обстановки.

Реальная гидродинамическая обстановка в аппаратах с механическими мешалками весьма сложна.

Как известно, на многие процессы, главным образом массообменные и химические, большое влияние оказывает структура потоков в аппаратах.

Даже при первоначальном равномерном распределении входящих потоков (что само по себе часто представляет трудную задачу) картина их движения внутри промышленного аппарата довольно сложна.

Как правило, скорости потока неодинаковы по сечению аппарата, поперечному к основному направлению движения, причем распределение, или профиль, скоростей изменяется от сечения к сечению по длине (высоте) аппарата.

Частицы потока движутся по криволинейным, часто довольно сложным траекториям, иногда и в направлении, противоположном основному направлению потока.

Это приводит к тому, что некоторые частицы могут быстро «проскочить» через аппарат, например в случае каналообразования и «байпасирования» части потока.

Более удобно, а зачастую практически единственно возможно получать не непосредственную, а косвенную информацию о поле скоростей путём изучения распределения отдельных частиц жидкости по временам их пребывания в аппарате, т.е. выявлять, какая доля потока находится в аппарате в то или иное время.

Для этого вводят в поток, поступающий в аппарат, примесь какого-либо вещества (индикатора) и, анализируя во времени, содержание данного вещества в выходящей из аппарата «помеченной» жидкости, находят продолжительность пребывания в аппарате отдельных ее частиц.

Отклик на возмущение, внесенное при этом на входе в аппарат вводом индикатора, представляют в виде кривых зависимости концентрации его в выходящей жидкости от времени, которые называют выходными кривыми или кривыми отклика [2].

Данные о распределении времени пребывания (РВП) позволяют приблизительно судить и о самом механизме движения потока, т.е. о его структуре внутри аппарата.

Картина движения потоков в большинстве непрерывно действующих стандартных химических аппаратов не отвечает ни идеальному вытеснению, ни идеальному смешению.

По структуре потоков эти аппараты можно считать аппаратами промежуточного типа.

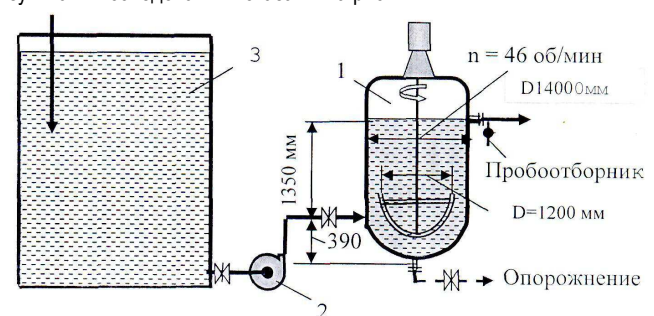
Введенный мгновенно (импульсом) во входящий поток индикатор появляется на выходе позднее, чем при идеальном смешении – через некоторое время τ_n после момента ввода $\tau = 0$. Его концентрация на выходе сначала увеличивается во времени до момента τ_{max} и лишь затем начинает уменьшаться, стремясь к нулю при $\tau \rightarrow \infty$.

Зависимость от θ величины $\int_0^\theta C d\theta$, характеризующей долю индикатора, вышедшего из аппарата за время от 0 до произвольного момента θ , называют интегральной функцией распределения.

В настоящее время анализ указанного явления из-за отсутствия научных проработок невозможен [2]. Поэтому для оценки гидроди-

намической обстановки авторами статьи использовались экспериментальные исследования, позволяющие косвенным путем достаточно полно оценить структуру потоков.

Схемы экспериментальной установки приведены на рис. 1, результаты исследований показаны на рис. 2–4.



1 – химический аппарат $V=3,2 \text{ м}^3$ с рамной мешалкой с эл. дв. ВАО42-4; $N=5,5 \text{ кВт}$; n мешалки = 46 об/мин. ($0,765 \text{ сек.}^{-1}$); 2 – насос; 3 – емкость $V=16 \text{ м}^3$ с плоским дном

Рис. 1. Схема экспериментальной установки

В процессе исследований использовался метод входного возмущения, когда на вход аппарата наносится возмущение каким-нибудь индикатором (CuCl_2), а на выходе регистрируется кривая изменения концентрации индикатора во времени.

Ранее проведенные исследования [1] и анализ экспериментов показал, что кривые откликов лабораторного аппарата, снятые при различных расходах жидкости и разных оборотах мешалки, идентичны, т.е. структура потока в аппарате в довольно широких пределах не зависит от скорости вращения мешалки и скорости подачи жидкости, структура потоков близка к модели идеального перемешивания.

С целью получения максимально возможных по достоверности данных гидродинамической обстановки в реальном аппарате с целью исключения искажений, которые неизбежно возникают при масштабном переносе результатов, полученных на лабораторных установках, авторами статьи были проведены исследования на промышленном аппарате базового предприятия (БЭМЗ).

Анализ результатов исследований показал, что подобный аппарат может быть отнесен к реальному реактору-смесителю.

Методика эксперимента по изучению функции распределения времени пребывания (РВП) на промышленном аппарате.

РВП изучалась при исследовании реакции системы (реактора) на возмущение, подаваемое на вход в реактор. В качестве возмущающего агента использовался трассер CuCl_2 , не вступающий в химическое взаимодействие с веществами, находящимися в аппарате, и с материалом стенок. В выходящем из реактора потоке измерялась концентрация трассера.

Эксперимент проводился следующим образом:

- объёмным способом устанавливался расход воды, подаваемой насосом в реактор;
 - заполнялась половина объёма реактора водой;
 - определялась концентрация трассера в исходной воде (фон);
 - включалось перемешивающее устройство;
 - вводилось предварительно рассчитанное количество трассера в реактор;
 - доводился уровень воды в реакторе до перелива;
 - перемешивание содержимого реактора осуществлялось, пока концентрация трассера не достигала расчётного значения;
 - включался насос подачи воды в реактор;
 - оттарированный ранее расход поддерживался постоянным в ходе эксперимента;
 - через определённые промежутки по времени производился отбор проб на выходе из реактора.
- Интервал отбора проб:

$$\Delta\tau = 0,1 \frac{V}{q} = 0,1\bar{\tau},$$

где V – объём жидкости в аппарате, м³;
 q – расход жидкости через аппарат, м³;
 $\bar{\tau}$ – среднее время пребывания жидкости в аппарате, мин.

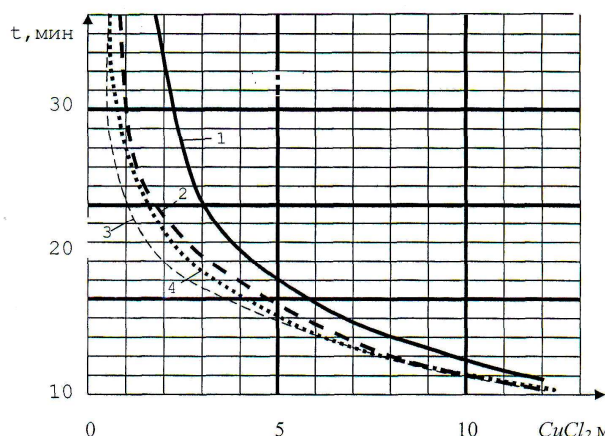


Рис. 2. Кривые распределения времени пребывания (РВП) к серии опытов №1

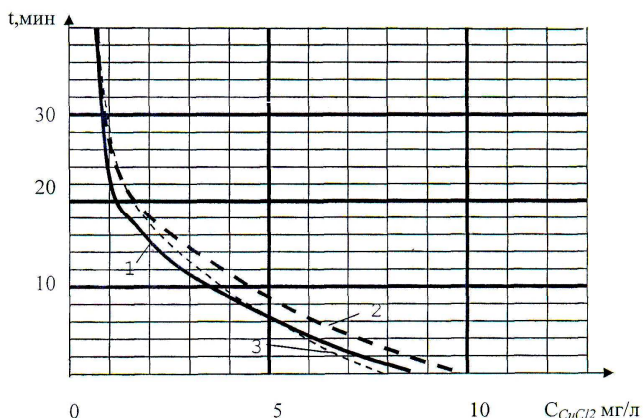


Рис. 3. Кривые распределения времени пребывания (РВП) к серии опытов №2

После того, когда время (τ) становилось большим ($\bar{\tau}$), интервал отбора проб увеличивался в несколько раз. Эксперимент проводился до времени: $\tau \leq 4\bar{\tau}$, при котором определялась концентрация трассера в пробах. Эксперимент при постоянном расходе повторялся многократно и проводился при различных расходах.

Изучение распределения времени пребывания (РВП) на промышленном аппарате, показанном на рис. 1, проводилось тремя сериями опытов научно-исследовательской лаб. 36: МГПИ под руководством авторов статьи.

Первая серия опытов производилась при интервалах времени от 0 до 40 мин. (29 опытов в каждом из 4-х экспериментов):

- I эксперимент, расход стока $q = 15,43$ м³/ч, среднее время пребывания стоков в аппарате 615 с;
- II эксперимент, расход стока $q = 15,43$ м³/ч, время пребывания стоков в аппарате 600 с;
- III эксперимент, расход стока $q = 15,29$ м³/ч, время пребывания стоков в аппарате 603 с;
- IV эксперимент, расход стока $q = 15,34$ м³/ч, время пребывания стоков в аппарате 602 с.

Кривые распределения времени пребывания (РВП) к серии опытов №1 показаны на рис. 2.

Вторая серия опытов производилась при интервалах времени от 0 до 45 мин. (25 опытов по каждому эксперименту):

- I эксперимент, расход стока $q = 13,9$ м³/ч, среднее время пребывания стоков в аппарате 657 с;
- II эксперимент, расход стока $14,0$ м³/ч, время пребывания стоков в аппарате 663 с;
- III эксперимент, расход стока $14,0$ м³/ч, время пребывания стоков в аппарате 660 с.

Кривые распределения времени пребывания (РВП) к серии опытов №2 показаны на рис. 3.

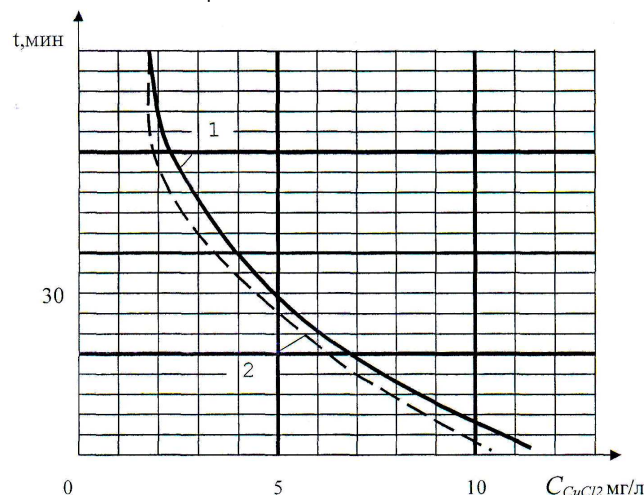


Рис. 4. Кривые распределения времени пребывания (РВП) к серии опытов №3

Третья серия опытов производилась при интервалах времени от 0 до 70 мин. (22 опыта по каждому эксперименту):

- I эксперимент, расход стока $q = 8,7$ м³/ч. Среднее время пребывания стоков в аппарате 1031 с;
- II эксперимент расход стока $q = 9,65$ м³/час. Среднее время пребывания в аппарате 1020 с.

Кривые распределения времени пребывания (РВП) к серии опытов №3 показаны на рис. 4.

Заключение. Проведенными исследованиями определена реальная гидродинамическая обстановка в химических аппаратах, что позволило внедрить высокоэффективную технологию очистки стоков, содержащих лакокрасочные загрязнения в рамках существующей схемы очистки стоков гальванического производства БЭМЗа, и при этом многократно снизить металло- и энергоёмкость химического оборудования.

СПИСОК ЦИТИРОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. НИР 01-3651-02-89 Шифр "Внедрение" «Совершенствование схем действующих очистных сооружений на предприятиях отрасли и повышение уровня их эксплуатации». Руководитель темы Урецкий Е.А. – Лаб.-36 МГПИ. – Брест, 1990.
2. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971.

Материал поступил в редакцию 05.03.13

URECKIY E.A., MOROZ V.V. The study of the real hydrodynamic conditions in the industrial unit with a mechanical stirrer, used for disposal of paint contamination on the base plant

Investigated the actual hydrodynamic conditions in the industrial unit with a mechanical stirrer $V = 3,2$ м³. Curve dwell time distribution for a particular device.