



УДК 628.179.2:621.745

С.И. ЭПШТЕЙН, канд. техн. наук, ведущий научный сотрудник,

А.Ю. КАПУСТЯК, младший научный сотрудник, Ю.А. ЩЕРБАК, младший научный сотрудник,

Н.Н. ЧЕРКАСОВ, инженер, И.В. НЕСТЕРЕНКО, младший научный сотрудник

Государственное предприятие «Украинский научно-технический центр металлургической промышленности «Энергосталь» (ГП «УкрНТЦ «Энергосталь»), г. Харьков

ГЛУБОКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД МАШИН НЕПРЕРЫВНОГО ЛИТЬЯ ЗАГОТОВОК

Разработана технология очистки сточных вод МНЛЗ ПАО «МК «АЗОВСТАЛЬ» от масел до остаточного содержания $1,0 \text{ мг/дм}^3$ при исходной концентрации 10 мг/дм^3 . Используются методики технологического моделирования процессов флокуляции и последующего отстаивания, а также фильтрования через зернистую загрузку. Для очистки воды рекомендованы тонкослойные флокуляторы и антрацито-кварцевые фильтры.

Ключевые слова: система оборотного водоснабжения, очистка сточных вод МНЛЗ, тонкослойные флокуляторы, коагулянты, флокулянты.

ГП «УкрНТЦ «Энергосталь» выполнил технико-экономическое обоснование установки системы маслоудаления в оборотном цикле ОНРС ККЦ ПАО «МК «АЗОВСТАЛЬ». Согласно заданию, содержание масел в воде «грязного» оборотного цикла МНЛЗ № 3–6 доведено до 1 мг/дм^3 (при исходном содержании масел – до 10 мг/дм^3 и исходном содержании взвешенных веществ – до 30 мг/дм^3) – расчетный расход оборотной воды – $6000 \text{ м}^3/\text{час}$.

Исследования, проведенные на Молдавском метзаводе [1], по очистке маслокалиносодержащих сточных вод во флокуляторах, показали, что при средней нагрузке на флокулятор около $3 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$ и реагентной обработке воды содержание масел можно снизить с 11 мг/дм^3 до 6 мг/дм^3 (но не до 1 мг/дм^3). При эффективности удаления масел с помощью антрацито-кварцевых фильтров, равной 75 % [2], и исходной концентрации 10 мг/дм^3 содержание масел в фильтрате – не ниже $2,5 \text{ мг/дм}^3$. Исходя из вышеизложенного, принято решение о двухстадийной очистке – отстаивание и последующее фильтрование с достижением максимальной эффективности очистки на каждой стадии – концентрация масел в фильтрате не должна превышать 1 мг/дм^3 , при этом предусмотрено использование существующих строительных конструкций и оборудования в максимальной степени.

В настоящее время в оборотном цикле установлено 4 флокулятора диаметром 12 м. Кроме того, имеющиеся 6 флотаторов диаметром 12 м не эксплуатируются и не могут быть восстановлены. На месте флотаторов

возможно размещение 6 тонкослойных флокуляторов диаметром 10 м, фактическая площадь отстаивания в каждом – около 450 м^2 . Предполагалось, что на каждый существующий флокулятор возможна подача воды по $300 \text{ м}^3/\text{час}$, т.е. $1200 \text{ м}^3/\text{час}$, остальные $4800 \text{ м}^3/\text{час}$ могут быть направлены на тонкослойные флокуляторы с расходом $800 \text{ м}^3/\text{час}$, или с удельной гидравлической нагрузкой $800/450 \approx 1,8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час} = 0,5 \text{ мм/с}$. После флокуляторов вода поступает на антрацито-кварцевые фильтры – предусмотрены 24 фильтра диаметром 3,4 м (если в работе находится 22 фильтра общей площадью 200 м^2 – скорость фильтрования составляет 30 м/час).

С целью уточнения параметров обработки и очистки были проведены исследования по отстаиванию и фильтрованию загрязненной воды. Эксперименты по отстаиванию моделировали процесс очистки в тонкослойном флокуляторе, где вода с добавлением реагентов вначале поступает в камеру флокуляции, а затем – в зону отстаивания, т.е. в тонкослойный модуль. Эксперименты проводились на лабораторных установках в промышленных условиях, т.е. на реальных сточных водах МНЛЗ ПАО «МК «АЗОВСТАЛЬ».

Как известно, в процессе флокуляции взвешенных частиц, т.е. объединения их в крупные агрегаты (с применением реагентов или без них), важную роль играет градиент скорости мелкомасштабных турбулентных пульсаций G_Φ [3, 4]:

$$G_\Phi = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu}} = \sqrt{\frac{N}{V \cdot \mu}} \quad (1)$$

где ε – диссипация энергии объема жидкости, Дж/с;
 μ – динамический коэффициент вязкости, н·с/м²;
 N – энергия, затраченная на перемешивание, Дж/с;
 V – объем, в котором происходит флокуляция.

Согласно имеющимся данным, для обеспечения процесса флокуляции желательнее, чтобы величина G_{ϕ} находилась в пределах 20–45 с⁻¹. Конструктивные размеры флокулятора были приняты такими, чтобы обеспечить $G_{\phi} = 45 \text{ с}^{-1}$.

Важную роль в процессе флокуляции играет также время перемешивания. Предполагалось, что на тонкослойный флокулятор будет подаваться 800 м³/час воды. В тонкослойном флокуляторе, который предусмотрено установить в оборотном цикле МНЛЗ, объем активной зоны камеры флокуляции составляет 28,8 м³. Следовательно, при расходе 800 м³/час воды на флокулятор время пребывания воды в активной зоне t_{ϕ} равно

$$t = \frac{28,8}{800} \cdot 60 = 2,16 \text{ мин} = 130 \text{ с}.$$

Итак, при моделировании процесса очистки воды во флокуляторе необходимо вначале перемешивать воду с умеренной скоростью в течение 2,16 мин, а затем отстаивать в течение такого периода времени T , чтобы выполнялось условие: $h/T = 0,5 \text{ мм/с}$.

Содержание масел в пробе воды спустя время T является концентрацией, соответствующей охватывающей скорости 0,5 мм/с.

Однако, поскольку во флокуляторе возможно неравномерное распределение воды по поперечному сечению модуля, нагрузка на единицу площади модуля может составлять 1,0 мм/с, следовательно, определяемое содержание масел должно соответствовать охватывающей скорости 1,0 мм/с.

Эксперименты по отстаиванию проводились на лабораторной установке, включающей стеклянный цилиндр диаметром 36 мм и высотой 1300 мм и лопастную мешалку, которая представляет собой вал длиной 1300 мм с лопастями и электродвигателем с числом оборотов, равным 96 об/мин = 1,6 об/с. Размер и количество лопастей подбирались так, чтобы выполнялось условие – $G_{\phi} = 45$.

Лабораторная установка для фильтрования (рис. 1) представляет собой колонку из трех секций высотой 400 мм каждая (общая высота колонки – 1200 мм). В колонку 2 загружается слой кварцевого песка высотой 300 мм, а поверх него – слой антрацита такой же высоты. Очищаемая вода подается на колонку насосом 1 из емкости 3. Осветленная вода отбирается снизу в емкость 4. Колонка оборудована манометром 5 и расходомером 6.

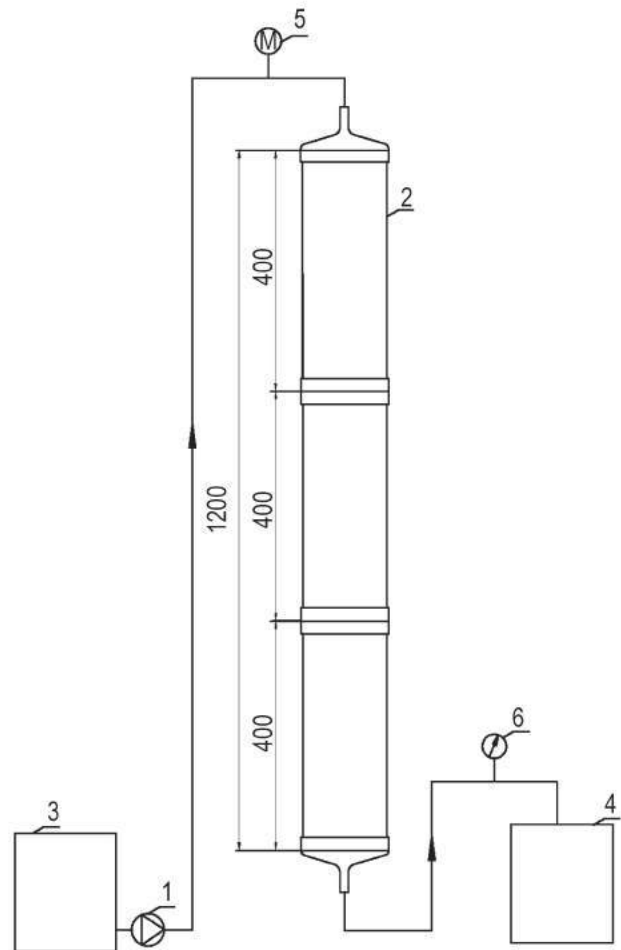


Рисунок 1 – Фильтровальная установка:

- 1 – насос; 2 – фильтровальная колонка; 3 – емкость для очищаемой воды; 4 – емкость для очищенной воды;
- 5 – манометр; 6 – расходомер

В промышленном фильтре толщина слоя песка равна 1,1 м при диаметре зерен 1,5–2,5 мм. Такая же толщина слоя антрацита при диаметре зерен 3–6 мм.

Согласно теоретическим исследованиям по моделированию процессов фильтрования через зернистую загрузку, выполненным в ГП «УкрНТЦ «Энергосталь» [5], если толщина фильтрующей загрузки в модели h_M меньше толщины фильтрующей загрузки h_H в промышленном фильтре, то и скорость фильтрования в модели v_M следует принять меньшей, чем скорость фильтрования в промышленном аппарате в соотношении

$$v_M = \frac{h_M \cdot v_H}{h_H} \tag{2}$$

При этом размер зерен фильтрующей загрузки d_M также меньший в модели, чем в промышленном фильтре

$$d_M = \frac{d_H}{3} \cdot \sqrt[3]{\frac{h_M}{h_H}} = \sqrt[3]{\frac{0,3}{1,1}} = 0,65 \tag{3}$$



Исходя из этого, диаметры зерен составляют:

- для песка – $1,0 \leq d_{\text{пес}} \leq 1,6$ мм;
- для антрацита – $2,0 \leq d_{\text{ант}} \leq 3,9$ мм.

В действительности – в условиях неперемешивания слоев загрузки при промывке для антрацита принято $2,0 < d_{\text{ант}} < 3,7$ мм.

Правильность принятого диаметра зерен загрузки проверена с использованием теории моделирования фильтров, разработанной Д.М. Минцем [6], в соответствии с которой при моделировании фильтров должно выполняться соотношение

$$\frac{h_m}{V_m^{0,7} \cdot d_m^{1,7}} = \frac{h_n}{V_n^{0,7} \cdot d_n^{1,7}}, \quad (4)$$

где V_m и V_n – скорость фильтрования в модели и, соответственно, в промышленном фильтре.

В фильтре диаметром 3,4 м высота слоя как песка, так и антрацита – 1,1 м при принятой скорости фильтрования – 30 м/час. В модели фильтра – фильтровальной колонке, через которую предусмотрено фильтровать воду при проведении исследований, высота слоя как песка, так и антрацита – 0,3 м, а скорость фильтрования – 11 м/час, следовательно

$$\frac{1,1}{30^{0,7} \cdot d_n^{1,7}} = \frac{0,3}{11^{0,7} \cdot d_m^{1,7}}$$

$$\frac{d_m}{d_n} = \left[\frac{0,3}{1,1} \cdot \left(\frac{30}{11} \right)^{0,7} \right]^{\frac{1}{1,7}} = 0,7.$$

Таким образом, размеры зерен фильтрующей загрузки, определенные в соответствии с различными теоретическими зависимостями ($d_m = 0,65 \cdot d_n$ и $d_m = 0,7 \cdot d_n$), достаточно близки.

Фильтрование произведено главным образом при скорости $V_m = 11$ м/час, что для промышленного фильтра соответствует 30–40 м/час.

Перед началом экспериментов по моделированию проведены исследования по определению оптимальных сочетаний флокулянтов и коагулянта. В качестве коагулянта принят реагент «Puro Tech RO -510», содержащий оксихлорид алюминия – 10 мг/дм³ по активному веществу Al₂O₃ (т.е. 100 мг/дм³ по товарному продукту). Следует отметить, что в таких же дозах применялся коагулянт (серноокислый алюминий) при проведении исследований по очистке во флокуляторах сточных вод прокатного стана и МНЛЗ на Молдавском метзаводе [1]. В качестве флокулянтов использованы реагенты (анионоактивный PI-1011 и катионоактивный PI-890), производимые ООО «Технохимреагент».

Проведены также исследования, моделирующие процесс отстаивания. Из воды, поступающей на флокулятор, отбиралась проба объемом 7 дм³. В оставшуюся воду добавлялись коагулянт и флокулянт; после перемешивания вода заливалась в цилиндры высотой 1300 мм, где размещаются лопастные мешалки. После перемешивания в течение 2 мин и последующего отстаивания из цилиндра отбирался нижний слой воды и в этом объеме определялась концентрация масел.

Как следует из приведенных данных (табл. 1), содержание масел в осветленной воде при исходных концентрациях (18–34 мг/дм³) даже при оптимальном сочетании

Таблица 1 – Результаты очистки сточных вод от масел последовательным отстаиванием и фильтрованием

Условия проведения эксперимента	Охватывающая скорость, мм/с	Скорость фильтрования, м/час	Содержание масел в осветленной воде, мг/дм ³	
			Исходная вода	После отстаивания
Без реагентной обработки	1	11	34,5	16,4
С анионоактивным флокулянтom и коагулянтom на основе оксихлорида алюминия	1	11	17,4	9
С катионоактивным флокулянтom и коагулянтom на основе оксихлорида алюминия	1	11	34,5	7,7
Без реагентной обработки	2	11	23,1	15,4
С катионоактивным флокулянтom и коагулянтom на основе оксихлорида алюминия	2	11	14	6,7
Без реагентной обработки	1	18	7,9	4,5
С анионоактивным флокулянтom и коагулянтom на основе оксихлорида алюминия	1	18	18,3	10,5
С катионоактивным флокулянтom и коагулянтom на основе оксихлорида алюминия	1	18	30,5	7,9
С катионоактивным флокулянтom и коагулянтom на основе оксихлорида алюминия	2	18	7,6	4,2

реагентов (коагулянт «Puro Tech RO -510» и флокулянт PI-890) в большинстве случаев после отстаивания превышает 6 мг/дм³.

Наилучшие результаты получены при совместном использовании коагулянта «Puro Tech RO -510» и флокулянта PI-890. Другие сочетания реагентов, в том числе при использовании коагулянта RO 520 на основе хлорного железа или RO 510 с добавлением деэмульгатора, оказались менее эффективными.

Описанные выше исследования в большинстве случаев проведены при исходном содержании масел в воде, превышающем 10 мг/дм³, в результате чего не достигнута остаточная концентрация – 1 мг/дм³. Кроме того, при дозе коагулянта 10 мг/дм³ по активному продукту расход коагулянта – 60 кг/час, а в пересчете на товарный продукт – 600 кг/час. Учитывая это, с целью снижения расхода коагулянта проведены исследования по поиску более эффективного флокулянта, чем флокулянт PI-890. В качестве такого реагента принят катионоактивный флокулянт PI-920, также производимый ООО «Технохимреагент».

Вначале эффективность реагентной обработки проверена в исследованиях по осаждению взвешенных веществ: приготовленная в лабораторных условиях вода, содержащая замасленную окалину, отстаивалась в стеклянных цилиндрах. Установлено, что флокулянт PI-920 более эффективен, чем PI-890.

С использованием флокулянта PI-920 проведены исследования по фильтрованию реальных сточных вод МНЛЗ. Результаты экспериментов приведены в табл. 2.

Из приведенных данных следует, что наибольший эффект дает обработка воды коагулянтом в сочетании с флокулянтом PI-920 – при этом достаточно добавлять флокулянт в количестве 5 мг/дм³, что сокращает расход коагулянта по сравнению с той дозой, которая применялась в сочетании с флокулянтом PI-890, минимум в

2 раза и позволяет снизить содержание нефтепродуктов до 1 мг/дм³.

Результаты проведенного технологического моделирования подтвердили возможность создания намеченной ранее схемы очистки сточных вод МНЛЗ от взвешенных веществ и масел с получением требуемого качества воды (содержание масел – до 1 мг/дм³ при исходной концентрации – до 10 мг/дм³).

Приведена схема очистных сооружений с отстойником для предварительного отстаивания сточных вод и отстойником-резервуаром для отработанных промывных вод фильтров (рис. 2). В соответствии со схемой, вода после первичного отстойника с расходом 6000 м³/час направляется на флокуляторы – на 5 флокуляторов диаметром 10 м, размещенных на месте флотаторов, и на 4 тонкослойных флокулятора диаметром 12 м, которые образованы путем переоборудования существующих флокуляторов диаметром 12 м. Осветленная вода после флокуляторов направляется на антрацито-кварцевые (или кварцевые) фильтры диаметром 3,4 м, скорость фильтрования – 30 м/час.

Для очистки воды рекомендуется установить 24 фильтра, включая резервные. После фильтров вода под остаточным напором направляется на вентиляторные градирни. Охлажденная вода собирается в приемную камеру и насосами направляется на МНЛЗ. Для промывки фильтров используется осветленная вода, запас которой создается в отдельном резервуаре. Отработанная промывная вода собирается в резервуар-отстойник, осветленная вода после отстойника направляется на специально выделенный флокулятор диаметром 10 м. Окалина из отстойника промывных вод в виде пульпы насосами направляется в распределительную камеру сгустителей оборотного цикла газоочисток ККЦ, куда поступает также шламовая пульпа от флокуляторов.

Таблица 2 – Результаты экспериментов по фильтрованию сточных вод МНЛЗ с использованием флокулянта PI-920

№ эксперимента	Обработка воды флокулянтом PI-920 (5 мг/дм ³) и коагулянт «Puro Tech RO -510» (5 мг/дм ³)				Без реагентной обработки			
	Содержание загрязнений, мг/дм ³				Содержание загрязнений, мг/дм ³			
	Взвешенные вещества, мг/дм ³		Масла, мг/дм ³		Взвешенные вещества, мг/дм ³		Масла, мг/дм ³	
	до фильтра	после фильтра	до фильтра	после фильтра	до фильтра	после фильтра	до фильтра	после фильтра
1			5,00	1,25			7,00	2,00
2			26,40	4,80			11,00	4,30
3	44,00	1,00	9,00	0,95				
4								
5	33,00	10,00	5,00	0,96				
6	15,00	0,00	4,00	0,80				
Ср. знач.			5,75	0,99			9,00	3,15

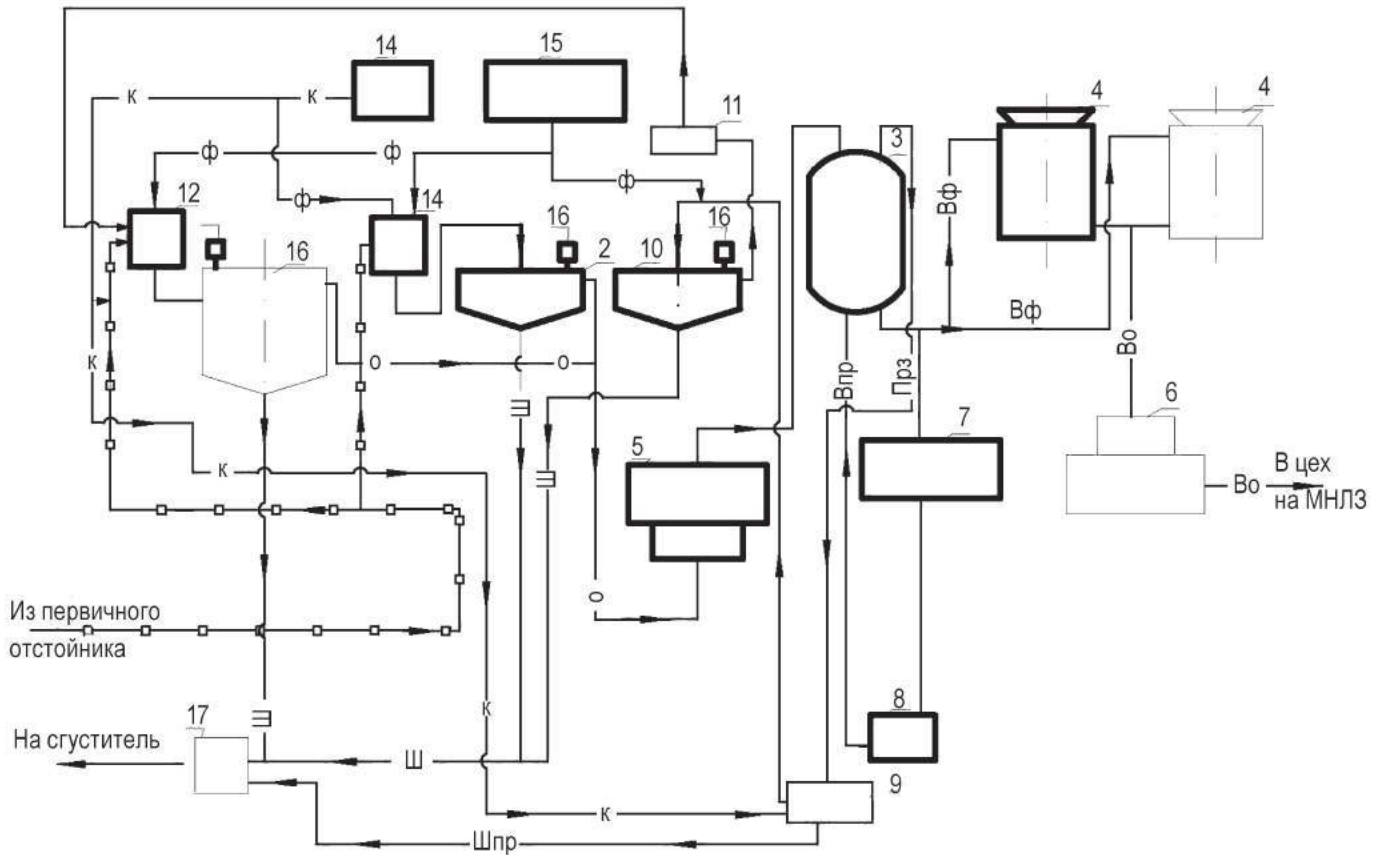


Рисунок 2 – Схема очистных сооружений:

- 1 – существующие флокуляторы $d=12$ м, переоборудованные в тонкослойные (4 шт.); 2 – флокуляторы тонкослойные $d=10$ м (5 шт. новые, на месте флотаторов); 3 – антрацито-кварцевые фильтры $d=3,4$ м (однокамерные – 24 шт., или двухкамерные – 12 шт.); 4 – градирни; 5 – насосная станция подачи воды на фильтры; 6 – насосная станция подачи осветленной охлажденной воды на МНЛЗ; 7 – резервуар запаса воды для промывки фильтров; 8 – насосы для промывки фильтров; 9 – приемная камера для загрязненной промывной воды; 10 – тонкослойный флокулятор $d=10$ м для очистки промывных вод (на месте флотатора); 11 – приемная камера осветленной воды; 12 – распределительная камера существующих флокуляторов; 13 – распределительная камера новых отстойников-флокуляторов; 14 – реагентное хозяйство приготовления и дозирования коагулянтов; 15 – реагентное хозяйство приготовления и дозирования флокулянтов; 16 – маслосборное устройство; 17 – распределительная камера существующих сгустителей

На схеме очистных сооружений (рис. 2) указаны трубопроводы и даны условные обозначения:

- загрязненная вода от МНЛЗ;
- предварительно осветленная вода после флокуляторов и тонкослойных отстойников-флокуляторов;
- ш — шлам от осветлителей и тонкослойных отстойников-флокуляторов;
- Вф — фильтрованная вода;
- Во — осветленная охлажденная вода на повторное использование;
- Впр — вода на промывку фильтров;
- Прз — загрязненная промывная вода (после промывки фильтров);

- Про — осветленная промывная вода;
- Шпр — осадок промывных вод (в сгустители);
- к — подача раствора коагулянта;
- ф — подача раствора флокулянта.

Все флокуляторы и отстойники (в т.ч. – первичный) оборудуются маслосборными устройствами. Масло удаляется вместе с некоторым количеством воды в виде масловодяной смеси, которая направляется в резервуар для разделения. Всплывшее масло извлекается сетчатым маслосборным устройством и направляется на утилизацию, а вода – на флокуляторы.

В ходе работы предложена технология очистки масла для повторного использования. При этом учитывается

то обстоятельство, что масло попадает в воду (главным образом, при порывах шлангов), еще не утратив своих технологических свойств.

Технологическая схема утилизации масла представлена на рис. 3.

Масловодяная смесь и масло из первичного отстойника, флокуляторов и отстойника промывных вод направляются в бак 1 $V=5 \text{ м}^3$, где происходит отстаивание в естественных условиях. Затем суточная порция всплывшего масла из бака 1 откачивается в бак 2, где оно отстаивается при высокой температуре (до $80 \text{ }^\circ\text{C}$) в течение 16 часов. Из бака 2 масло насосом направляется на сепаратор 3, где происходит окончательное отделение воды и твердых частиц, плотность которых больше, чем плотность масла. Масло из сепаратора собирается в баке 4 и через сетчатый фильтр 5 направляется в бак 6, предназначенный для очищенного масла.

Вода и осадок из нижней части бака 1 направляется в распределительную камеру сгустителей, куда поступает также шламовая пульпа флокуляторов. Вода и осадок из бака 2 и сепаратора 3 поступают в бак 1, но могут направляться и в распределительную камеру сгустителей.

Цикл переработки масла рассчитан на 8 часов. В конце цикла (т.е. в конце смены) в бак 2 закачивается очередная порция масла из бака 1 – на следующий день с начала смены начинается очистка его на сепараторе 3.

Ориентировочная средняя масса масла, перерабатываемого в сутки, – $100\text{--}120 \text{ кг}$, максимальная – 300 кг .

Данная технология практически не оказывает негативного влияния на окружающую среду. В процессе очистки масла не возникает необходимости сброса загрязненных вод в природные объекты или в грунт. Резервуары для сбора и хранения масел предполагается выполнить закрытыми, что исключает попадание паров масла в воздух.

ВЫВОДЫ

1. На основании исходных данных по содержанию масел и взвешенных веществ в сточных водах МНЛЗ и требований к качеству очищенной воды намечена схема двухступенчатой очистки сточных вод, включающая отстаивание и фильтрование. При этом предусмотрено максимальное использование существующих сооружений и строительных конструкций.

2. С использованием разработанной методики технического моделирования проведены эксперименты по определению параметров очистки воды отстаиванием и фильтрованием. Установлено, что при обработке воды коагулянтами на основе оксихлорида алюминия (10 мг/дм^3 по активному продукту) и флокулянтом PI-920 путем отстаивания и фильтрования возможно снизить содержание масла в воде с 10 мг/дм^3 до 1 мг/дм^3 .

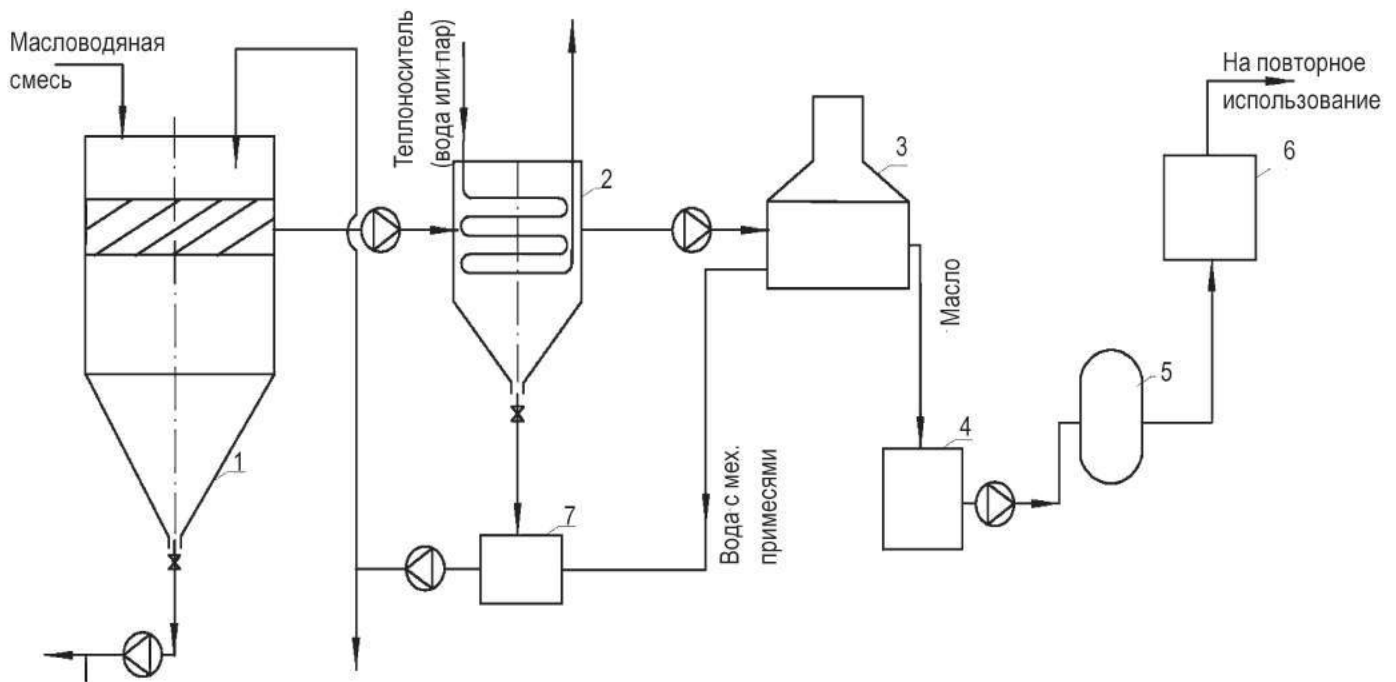


Рисунок 3 – Технологическая схема утилизации масла:

1 – бак емкостью 5 м^3 ; 2 – бак емкостью 2 м^3 с подогревом; 3 – центробежный сепаратор; 4 – бак для сбора масла после сепаратора; 5 – сетчатый фильтр; 6 – бак для хранения масла; 7 – бак сбора подтоварных вод из бака 2 и влаги от сепаратора



3. Разработана схема очистки сточных вод МНПЗ. В качестве отстойных сооружений принято 10 тонкослойных флокуляторов (при этом четыре существующих флокулятора диаметром 12 м и 6 флотаторов диаметром 12 м переоборудуются в тонкослойные флокуляторы). Доочистка воды осуществляется на антрацито-кварцевых фильтрах (24 фильтра), устанавливаемых в существующем здании.

4. Предложена технология очистки масла, собранного в первичном отстойнике, флокуляторах и в отстойнике для промывных вод. Собранное масло подвергается длительному (16 часов) отстаиванию, а затем очистке на центробежных сепараторах, после чего направляется на повторное использование.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Основные технические решения для проектирования сооружений для очистки вод комплекса конвер-

Разроблено технологію очищення стічних вод МБПЗ ПАО «МК «АЗОВСТАЛЬ» від масел до остаточної кількості 1,0 мг/дм³ при початковій концентрації 10 мг/дм³. Використано методики технологічного моделювання процесів флокуляції та подальшого відстоювання, а також фільтрування крізь зернисте завантаження [засипку]. Для очищення води рекомендовано тонкошараві флокулятори та антрацито-кварцеві фільтри.

терного цеха комбината «АЗОВСТАЛЬ»: отчет о НИР / ВНИПИЧерметэнергоочистка ; рук. Пантелят Г.С. – Х., 1974. – 10 с. – Арх. № 20377.

2. Литейно-прокатный завод в г. Ярцево Смоленской области. Грязный оборотный цикл водоснабжения завода. Фильтровальная станция. Фильтр напорный диаметром 3000 мм с антрацито-кварцевой загрузкой (фильтр ФН-3000). Техническое задание 12064.00.000ТЗ / рук. А.В. Ерохин. – Х. : УкрГНТЦ «Энергосталь», 2005. – 42 с.
3. Вейцер, Ю.И. Высокомолекулярные флокулянты в процессах очистки природных и сточных вод / Ю.И. Вейцер, Д.М. Минц. – М. : Стройиздат, 1984. – 200 с.
4. Бабенков Е.Д. Очистка воды коагулянтами / Е.Д. Бабенков. – М. : Наука, 1997. – 380 с.
5. Эпштейн, С.И. К условиям подобия процесса фильтрования через зернистую загрузку / С.И. Эпштейн // Журнал прикладной химии. – 1995. – Т. 68, вып. 11. – С. 1849–1853

Поступила в редакцию 10.04.2012

Technology aimed at purifying waste water from continuous casting machines at PbjSC «Iron & Steel Works «Azovstal» against oils up to residual content of 1.0 mg/dm³ at the initial concentration of 10 mg/dm³ was developed. Simulation of technological processes of flocculation and subsequent sedimentation as well as filtration through granular charging was used. Water purification is recommended to do with using thin-flocculators and anthracite-quartz filters.