Prediction of Temporal Changes of Head Loss in Sand Filter

N. Daneshi¹, R. Fattahi Nafchi², H. Banejad³

1. Former Graduate Student, Department of Water Engineering, Bu-Ali Sina University, Hamadan, Iran, and PhD Student, College of Agriculture, University of Shahrekord, Shahrekord, Iran (Corresponding Author) daneshi 7883@yahoo.com

2. Assoc. Prof., College of Agriculture, University of Shahrekord, Shahrekord, Iran 3. Assoc. Prof., College of Agriculture, Ferdowsi University of Mashhad, Mashhad, Iran

(Received Apr. 17, 2017 Accepted Jan. 3, 2018)

To cite this article : Daneshi, N., Fattahi Nafchi, R., Banejad, H., 2018, "Prediction of temporal changes of head loss in sand filter." Journal of Water and Wastewater, 29(3), 78- 87 Doi: 10.22093/wwj.2017.43597.2068 (In Persian)

Abstract

Granular media including rapid gravity sand filters are used in water and wastewater treatments. When sand filters are clogged due to deposits of particles and particul-bound pollutants, it will lead to head loss and under this situation it is necessary to perform filter backwashing. Prediction of sand filter head loss is the major focus of this study. To meet the primary ojective of this study, a single-layer rapid gravity filter with sandy media was tested with inflow water containing different concentrations of lead (Pb). The amount of deposited sediments and the resulting head loss were simulated in the filter media by combination of Karman-Cozeny, Rose and Gregory equations under different discharges. The maximum time to reach the various amounts of head loss was obtained when the inflow lead concentration was lowest (25 ppm) and the surface filter leading was the highest (6.22 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{hr}$). The highest lead removal efficiency (92%) was obtained when the input lead concentration was 25 ppm and filter surface loading was $3.11 \text{m}^3/\text{m}^2/\text{hr}$. Comparing the specific head loss under different operating condition it has been shown that the time difference is less under lower head losses of 5 and 7 centimeters. In addition, the slopes of filtration discharge under similar operating condition showed to be steeper verifying a higher filtration performance when the concentration of input lead and filter surface loading was lower.

Keywords: Head Loss, Hydraulic Modeling, Sand Filter, Temporal Changes.



پیش بینی تغییرات زمانی افت فشار در صافی شنی

نواب دانشی^۱، روحاله فتاحی نافچی^۲، حسین بانژاد^۳

۱ – دانش آموخته کارشناسی ارشد گروه مهندسی آب، دانشگاه بوعلی سینا، همدان، ایران، د انشجوی دکترا، دانشکده کشاورزی، دانشگاه شهرکرد، شهرکرد، ایران (نویسنده مسئول) daneshi 7883@yahoo.com ۲ – دانشیار، گروه علوم و مهندسی آب، دانشکده کشاورزی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران

(دریافت ۹۲/۱/۲۸ پذیرش ۹۲/۱۰/۱۳)

برای ارجاع به این مقاله به صورت زیر اقدام بفرمایید: دانشی، ن.، فتاحی نافچی، ر.، بانژاد، ح.، ۱۳۹۷، " پیش بینی تغییرات زمانی افت فشار در صافی شنی" " مجله آب و فاضلاب، ۲۹(۳)، ۸۷–۷۸- Avo 2003/wwj.2017.43597.2068

چکيده

صافی شنی در تصفیه آب و فاضلاب کاربرد فراون دارد. تجمع و تهنشینی ذرات در بستر صافی، سبب ایجاد افت بار صافی می شود؛ در چنین مواقعی عموماً شستشوی فیلتر الزامی است. در این پژوهش یک فیلتر تند شنی تک لایه ثقلی با محیط شن سیلیسی برای کاهش غلظتهای متفاوت سرب به کار گرفته شد. مقادیر رسوب و افت بار حاصله در محیط فیلتر با استفاده از ترکیب مدلهای کارمن – کوزنی (Karman-Cozeny)، رز و گریگوری (Rose and Gregory) در دبیهای مختلف فیلتراسیون شبیه سازی شد. نتایج به دست امده نشان داد که بیشترین زمان در رسیدن به مقادیر متفاوت از افت فشار، در کمترین میزان ورودی غلظت فلز ۲۵ میلی گرم در لیتر و بیشترین مقدار از بار سطحی ۲۰/۲ متر مکعب بر متوبع در ساعت میباشد. بیشترین راندمان حذف فلز به میزان ۹۲ درصد، در بار سطحی ۱۳/۱ متر مکعب بر متر مربع در ساعت و وردی فلز ۲۰ میلی گرم در فلز، نشان می دهد که در مقادیر کمتر افت یعنی ۵ و ۷ سانتی متر، تفاوت از است هیلتراسیون و غلظت ورودی فلز، نشان می دهد که در مقادیر کمتر افت یعنی ۵ و ۷ سانتی متر، تفاوت زان در ساعت و میلتر اسیون و نظلت ورودی فلز، نشان می دهد که در مقادیر کمتر افت یعنی ۵ و ۷ سانتی متر، تفاوت زمانی کمتر است و غلظت ورودی فلز ۲۰ میلی قرم ماز، نشان می دهد که در مقادیر کمتر افت یعنی ۵ و ۷ سانتی متر، تفاوت زمانی کمتر است. مقایسه شیب خطوط در یک دبی

واژههای کلیدی: افت فشا*ر*، مدلهای هیدرولیکی، صافی شنی، تغییرات زمانی

۱ – مقدمه

سرب به عنوان یک فلز سنگین، به دلیل ماهیت غیر قابل تجزیه آن به راحتی در محیط زیست تجمع می یابد. همچنین با جذب و تجمع در بافتهای زنده باعث تأثیرات مخرب بر روی انسان، حیوانات و گیاهان می شود (2015, Wang et al. 2015). سرب در دو حالت ترکیب شیمیایی و عنصری، سمی است. محدودیتهای سختگیرانه ای برای استفاده از آبهای آلوده به این عنصر برای مصارف شرب و کشاورزی تعیین شده است (2015 dt al. 2015). بر اساس استانداردهای سازمان حفاظت محیط زیست ایران حد مجاز سرب در مصارف کشاورزی و تخلیه به دریا به ترتیب ۱ و ۲۰ میلی گرم در

ليتراست (Ghavidel and Moatar, 2014, Naddafi et al., 2005).

لذا حذف این فلز سنگین یا کاهش غلظت آن قبل از تخلیه به محیط بسیار مهم است. روش های مختلف حذف سرب از قبیل فیلتراسیون غشایی، تهنشینی شیمیایی، اکسیداسیون شیمیایی، احیا شیمیایی، تصفیه الکتروشیمیایی، تبخیر، تعویض یونی، سیستمهای شیمیایی، تصفیه الکتروشیمیایی، تبخیر، تعویض یونی، سیستم یمیایی، انعقاد، اسمز معکوس و غیر، توسط پژوهشگران مختلف بهکار گرفته شده است .(Sarioglu et al., 2005, Yu-Ting et al). (2009)

روشهای اشاره شده دارای نواقص و محدودیتهایی از جمله حذف ناقص، نیاز به انرژی بالا و تولید لجنهای سمی یا تولید

پساب میباشند. علاوه بر این، این روشها اغلب پرهزینه هستند. از همین روی معرفی روشهای کم هزینه و در عین حال مؤثر که برای بسیاری از صنایع کاربرد داشته باشد، ضروری است (Daneshi et al., 2014, Katsumata et al., 2003).

استفاده از جاذبهای جامد از قبیل شن و سیلیس روشی برای حذف فلـزات از پسـاب، بـدون نیـاز بـه تصفیه مقـدماتی است (Daneshi et al., 2014, Yabe and Oliveira 2003). از آنجایی که شن، ارزان ترین کالای معدنی است که بهعنوان بستر فیلترهای با محیط دانهای به کار می رود (Noori and Ferdousi, 1999)، می توان از این فیلترها برای حذف فلزات سنگین در فاضلابهای آلوده به طور موفقیت آمیزی استفاده کرد (Muhammad et al., 2004).

فیلتراسیون معمولاً آخرین مرحله در تصفیه آب و فاضلاب است و اصولاً اصلی ترین مرحله جداسازی ذرات از آب در یک تصفیهخانه است (Monzavi, 2005). فیلترهای تند شنی به صورت گستردهای برای تصفیه آب و فاضلاب به کار می روند. ذرات بستر این نوع فیلتر، اندازه مؤثر ۲/۷ تا ۴۵/۰ میلی متر و ضریب یکنواختی ۱/۷–۱/۳ دارد (Daneshi et al., 2010).

فرایند حذف توسط فیلترهای شنی تند، بهوسیله مکانیسمهای مختلفی از قبیل الک کردن، تهنشینی، جدا سازی ذرات، انتشار و واکنشهای شیمیایی صورت میگیرد، که به عواملی مانند سرعت فیلتراسیون، اندازه ذرات بستر فیلتر، اندازه ذرات معلق در آب و اختلاف چگالی آنها با آب بستگی دارند (Daneshi et al., 2010).

در عملیات فیلتراسیون هنگامی که ذرات به اندازه کافی در بستر تجمع پیدا میکنند، ظرفیت ذخیرهسازی بستر تکمیل می شود، این عمل باعث افت بار در محیط بستر فیلتر می شود. در چنین مواقعی باید شستشوی فیلتر انجام شود. معمولاً هنگامی که افت فشار به حدود ۱/۵ تا ۲ متر برسد، فیلترها به وسیله شستشوی معکوس، تمیز می شوند.

با افزایش افت فشار بیش از این میزان، خطر رهاسازی ذرات گیر افتاده در بستر صافی و ورود به شبکه انتقال وجود دارد. تا ۳ درصد آب تصفیه شده، برای شستشوی صافیها استفاده میشود. لذا برای طراحی صافیهای تند شنی، بهمنظور حذف مؤثر آلایندههای نجاص در آب و همچنین تعیین زمان دقیق شستشوی معکوس، پیش بینی افت فشار لازم است (Banejad et al., 2010). بنابراین در این پژوهش بهمنظور تعیین زمان وقوع میزان افت فشار، از

> مجله آب و فاضلاب دوره ۲۹، شماره ۳، سال ۱۳۹۷ www.SID.ir

مدلهایی که پارامترهای هیدرولیکی مؤثر در افت فشار را نشان میدهد، استفاده شد.

۱-۱- هيدروليک فيلتراسيون

جریان آب به عنوان یک سیال لزج هنگام عبور از میان محیط متخلخل مانند فیلتر همراه با اصطکاک و در نتیجه افت انرژی است. معمول ترین مدل های مورد استفاده برای محاسبه افت فشار در محیط های متخلخل، مدل های کارمن – کوزنی ^۱، رز^۲ و گریگوری^۳ می باشند.

۱-۱-۱- مدل کارمن-کوزنی رابطه کارمن-کوزنی یک رابطه نیمه تجربی است، که اغلب بهصورت معادله ۱ و ۲ ارائه میشود (Daneshi et al., 2014)

$$\frac{I}{I_{0}} = \left(1 + P \cdot \frac{\sigma_{V}}{\varepsilon_{0}}\right)^{x} \cdot \left(1 - \frac{\sigma_{V}}{\varepsilon_{0}}\right)^{y}$$
(1)

$$I = \frac{\Delta H}{L} \quad \mathfrak{g} \quad I_{0} = \frac{\Delta H_{0}}{L} \tag{(Y)}$$

x = 1/0 و P = 0 و P = 0 و X = 1 و P = 0 P = 0 و X = 1 و X = 1 و X = 1 و X = 0 , y = -1 . y = -1

۱-۱-۲- معادله رز

رابطه رز بهمنظور استفاده در فیلترهای تند شنی برای حالتی که بستر فیلتر بهطور همگن در نظر گرفته شده باشد بهصورت زیر نیز در نظر گرفته میشود (Tebbutt, 1998)

$$\frac{\Delta H0}{L} = 1/067 \text{ CD} \frac{V_S^2}{g.d.\phi S} \frac{1}{\varepsilon_0^4}$$
 (\mathcal{T})

که در این معادله g شتـاب ثقـل، L ارتفـاع لایه متخلخل، d اندازه مؤثر ذرات فیلتر و

Journal of Water and Wastewater

¹ Carman-Kozeny

² Rose

³ Gregory

$$C_{\rm D} = (24/R) + (3/\sqrt{R}) + 0.34 \tag{(f)}$$

که R عدد رینولدز است.

۱-۱-۳- مدل گریگوری

مدل گریگوری بهصورت معادله ۵ است ;Banejad et al., 2010). (Daneshi et al., 2014)

$$\Delta H = \Delta H_{o} + \frac{KV_{s}C_{o}t}{(1-\varepsilon)}$$
 (Δ)

V_s سرعت ظاهری سیال، ε تخلخیل متناظر با افت فشار (ΔH)، t زمان بر حسب دقیقه ، C₀ غلظتی از سیال ورودی که باعث افت فشار در فیلتر میشود و K ضریب مدل گریگوری میباشند.

۲ – مواد و روشها

بهمنظور انجام آزمایش ها، فیلتری با مشخصات ارائه شده در شکل ۱ در آزمایشگاه کیفیت آب واقع در دانشکده کشاورزی دانشگاه بوعلی سینای همدان تهیه شد. ابعاد فیلتر تک لایه ثقلی ۱۷ × ۱۷ سانتیمتر مربع؛ لایه مؤثر در تصفیه بهضخامت ۷۰ سانتی متر با ذراتی از شن سیلیس به قطر ۱/۸ تا ۰/۴۲ میلیمتر؛ چگالی واقعی ۲/۶۵ گرم بر سانتیمتر مکعب؛ اندازه مؤثر، ۶/۰ میلیمتر و ضريب يكنواختي، برابر ١/٥ بود. لايه نگهدارنده شامل: لايه تحتانی به ضخامت ۱۵ سانتیمتر و قطر ذرات ۵۲–۲۶ میلیمتر؛ لایه میانی به ضخامت ۲۵ سانتیمتر و قطر ذرات ۱۳/۲-۶/۷ میلیمتر؛ لایه نگهدارنده بالایی به ضخامت ۱۰ سانتیمتر؛ قطر ذرات ۴/۷۵– ۲/۳۶ میلییمتر و ارتفاع آب بالای بستر ۱۵۰سانتیمتر بود. مبانی طراحی فیلترهای شنی تند شامل اندازه مؤثر ، ٧/٩-٥/٩ میلیمتر، ضریب یکنواختی ذرات بستر به میزان ۱/۷ –۱/۳، عمق بستر برابر با ۷۶/۰ – ۰/۶۱ متر و بار سطحی ۲/۵۲–۱۲/۲۸ متر مکعب بر متر مربع در ساعت بودند. برای چشمپوشی از اثرات دیوارهای در حرکت سیال، نسبت قطر فیلتر به قط, محیط آن باید بزرگ تر از ۵۰ باشد (Darby and Lawler, 1990)



Fig. 1. Actual image of the filtration system employed in this study شکل ۱ – تصویر واقعی سیستم فیلتر مورد استفاده در پژوهش

بهمنظ ور تهيه محلول آزمايش، مقدار ۲۵، ۷۵، ۱۲۵ و ۱۷۵ میلیگرم در لیتر سرب، با اضافه کردن نمک نیترات فلز، به آبی با pH برابر ۷/۵–۷/۲، کردورت ۱/۵NTU، سختی ۱۸۰ واحد بىكربناتى، هدايت الكتريكى ۴۵۷µs/cm، دماى ۲۵ تا ۲۳ درجه سلسيوس و بدون حضور كلر استفاده شد. اين دامنه تغييرات غلظت فل_ز در پس_ابه_ای ص_نعتی و مع_دن وج_ود دارد (Daneshi et al., 2010). محلول ها به طور جداگانه توسط پمپ به بالای بستر شن فرستاده شد و دبی خروجی از بستر فیلتر برای مقادير ١/٥، ٢، ٢/٥ و ٣ ليتربر دقيقه (بار سطحي ٢/١١، ٢/١٥، ٥/٢ و ٦/٢٢ متر مكعب بر متر مربع در ساعت) تنظيم شد. سپس نمونههای محلول عبوری بستر از شیر نصب شده در خروجی فیلتر برداشت شد و بلافاصله با اسید نیتریک اسیدزنی شد. مدت زمان بین دو برداشت برابر ۱۲ دقیقه بود، که این مدت زمان بر اساس حداقل زمان لازم برای عبور جریان از بستر در کمترین میزان از دبی فیلتراسیون(۱/۵ لیتر بر دقیقه) اعمال شد. نمونهها توسط دستگاه اسیکتومتر نشر اتمی با منبع ICP قرائت شد. برای هر کـدام از غلظتهای ورودی، در دبیهای مختلف، فیلتراسیون در چهار تكرار انجام شد. كارايي حذف توسط معادله ۷ محاسبه شد

Journal of Water and Wastewater



¹ Inductively Coupled Plasma (ICP)

$$R(\%) = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \times 100$$
 (2)

که در آن R درصد حذف، C₁ غلظت فلز در ورودی و C₂ غلظت فلز در خروجی از بستر فیلتر است. لازم به ذکر است که در طی انجام آزمایش، عمل همزنی به آرامی در مخزن حاوی محلول صورت گرفت و بعد از انجام هر مرحله از آزمایش، محیط فیلتر به روش شستشوی معکوس توسط آب و هوا تمیز شد.

۲-۱-۱ر تباط بین افت فشار و میزان تخلخل مؤثر
 به منظور تعیین ارتباط بین افت فشار در بستر فیلتر (لایه مؤثر در تصفیه)، و میزان تخلخل موثر در فیلتراسیون، در این پژوهش از مدل کارمن -کوزنی استفاده شد. با در نظر گرفتن افت های رخ داده در بستر فیلتر (h) و به دست آوردن میزان گرادیان افت فشار در هر زمان (I) از معادله ۷ و قرار دادن این مقدار در مدل کارمن معادله ۸، میتوان مقادیر حجم کل رسوب بر حسب درصد (σ_ν) را در مقادیر مقادیر مختلف اوردن میزان آورد

$$I = \frac{h}{l}$$
(Y)

$$\frac{I}{I_0} = \left(1 + P \cdot \frac{\sigma_V}{\varepsilon_0}\right)^X \cdot \left(1 - \frac{\sigma_V}{\varepsilon_0}\right)^y \tag{A}$$

لازم بهذکر است که مقدار ₆۵ در دبیهای متفاوت، متغیر است. با قراردادن مقادیر _{۳۰} بهدست آمده از معادله ۸ در معادله ۹ میتوان مقادیر تخلخل را برای بستر متخلخل در هر زمان بهدست آورد

$$\varepsilon = \varepsilon_0 - \sigma_V \tag{9}$$

مقادیر داده های ع در مقابل مقادیر h رسم و تابع مناسب برازش می شود. تابع به دست آمده برای دبی های مختلف، متفاوت است.

۲-۲-انطباق مدل گریگوری معادلات بهدست آمده برای تخلخل با توجه به میزان افت فشار در

$$\mathbf{h} = \mathbf{h}_0 + \frac{\mathbf{K}_v \mathbf{C}_0}{(1 - \varepsilon)} \mathbf{t} \tag{1.1}$$

که در این معادله v سرعت ظاهری سیال، ٤ تخلخل مؤثر در فیلتراسیون متناظر با افت فشار (h)، t زمان بر حسب دقیقه، ۲۵ غلظتی از سیال است که باعث افت فشار میشود و K ضریب مدل گریگوری است.

بعد از هر چهار تکرار در هر یک از مراحل آزمایش، میزان افت از پیزومتر زیر بستر فیلتر (h) قرائت شد. سپس بر اساس داده های حاصل، مقادیر C0 توسط دستگاه جذب اتمی، برای هر مرحله از آزمایش به دست آمد (Co=C1-C2)؛ که C و C2 به تر تیب برابر غلظت عنصر سنگین ورودی به فیلتر و غلظت قرائت شده توسط دستگاه جذب اتمی است. بنابراین تمام فاکتورهای موجود در مدل گریگوری برای هر مرحله آزمایش به غیر از K محاسبه شد. بر اساس مقادیر این پارامترها، مقدار K برای هر مرحله از آزمایش به دست آمد و در نهایت مدل گریگوری برای فاکتور K برای تمامی

-۳- تخمین زمان رسیدن به یک افت فشار مشخص

با استفاده از مدل کالیبره شده گریگوری، زمان رسیدن به یک افت فشار معین، محاسبه شد. به این ترتیب که با فرض مقدار متفاوت برای h، مقدار تخلخل درگیر در امر فیلتراسیون متناظر با آن بهدست آمد. با وارد کردن مقدار تمامی پارامترهای متناظر با آن مرحله از آزمایش (λ، ۷، ۵۵، ماوع) در مدل گریگوری، زمان رسیدن به مقادیر فرضی از h بهدست آمد. مقدار Δh بر اساس معادله ۱۱ تعیین می شود

$$\Delta \mathbf{h} = \mathbf{h} - \mathbf{h}_{\mathbf{0}} \tag{11}$$

مراحل ذكر شده بهطور خلاصه در شكل ۲ نشان داده شده است.

۳- نتایج و بحث
مقادیر بهدست آمده برای تخلخل مؤثر، ضریب دراگ نیوتن،
گرادیان اولیه فشار، سرعت ظاهری سیال، عدد رینولدز و افت اولیه

Journal of Water and Wastewater



Fig. 2. Steps to calculate the required time to reach a specified head loss **شکل ۲** – مراحل محاسبه تعیین زمان رسیدن به میزان مشخص از افت فشار

جدول ۱ – مقادیر تخلخل مؤثر، ضریب دراک نیوتن، گرادیان اولیه فشار، سرعت ظاهری سیال، عدد رینولدز و افت فشار در دبیهای مختلف

 Table 1. The values of effective porosity, Newton Drag coefficient, Primary gradient pressure, apparent velocity of fluid, Reynolds number, and Head loss under different fluxes

Q (lit/min)	V(m/s)	h ₀ (cm)	I	R _e	CD	f ₀
1.5	0.000865	22	0.15	0.51	51.03	0.47
2	0.00115	25.9	0.18	0.68	38.95	0.49
2.5	0.00144	28.9	0.20	0.85	31.52	0.50
2.9	0.00167	31.4	0.22	0.99	27.44	0.51

فشار در دبیهای مختلف در جدول ۱ نشان داده شده است. ملاحظه میشود که عدد رینولدز در تمامی موارد کمتر از یک است، که نشان دهنده برقراری جریان آرام در بستر فیلتر میباشد.

معادله بهدست آمده بین مقادیر تخلخل مؤثر در فیلتراسیون و مقادیر متفاوت افت فشار (فرض شده) در مقادیر مختلف از دبی، در شکل ۳ نشان داده شده است. ملاحظه می شود که در یک مقدار ثابت از افت فشار، با افزایش دبی مقادیر تخلخل مؤثر در فیلتراسیون بیشتر می شود. همچنین در یک مقدار ثابت از دبی، با افزایش مقادیر افت فشار، میزان تخلخل مؤثر در فیلتراسیون کاهش یافته است. این نتیجه با یافته های دیگران مشابهت دارد کاهش یافته است. این نتیجه با یافته های دیگران مشابهت دارد نیاز به محاسبه راندمان حذف سرب توسط فیلتر می باشد که در شکل ۴ نشان داده شده است.

پ ورود، اگرچه در کمترین سرعت (دبی) و همچنین کمترین مقدار از غلظت ورودی سرب، راندمان بیشتری برای حذف فلز ______Q=1.5 (lit/min) ______Q=2 (lit/min)

سر با استفاده از رابطیه $C_0 = C_1 - C_2$ ، مقدار C_0 به دست آمد.







Journal of Water and Wastewater



Fig. 5. Relationship between filtration time and head loss under different Pb concentration for Q=1.5 l/s شكل ۵- رابطه بين مقادير زمان و افت فشار در دبي ۱/۵ ليتر بر ثانيه



Fig. 6. Relationship between time and head loss under different Pb concentration for Q=2 l/s شکل 9- رابطه بین مقادیر زمان و افت فشار در دبی ۲ لیتر بر ثانیه



Fig. 7. Relationship between time and head loss under different Pb concentration for Q=2.5 l/s شكل V– رابطه بين مقادير زمان و افت فشار در دبی 1/2 ليتر بر ثانيه

زيرا با افزايش غلظت ورودي، سطح قابل پوشش جمع كنندهما
افزایش می یابد و امکان تماس فلز سرب با ذرات و دانـههـای بسـتر
صافی بیشتر میشود و منافذ بیشتری از محیط بستر توسط ذرات





Fig. 4. Lead removal efficiency vs. Initial Pb concentration under various filtration discharges شکل ۴- راندمان حذف سرب در غلظتها و دبیهای مختلف

 Table 2. K values for different filtration discharge rates

and lead concentrations								
Q	nc. (mg/L)							
(lit/min)	25	75	125	175				
1.5	0.0076	0.0029	0.0018	0.001512				
2	0.0028	0.0012	0.0008	0.00069				
2.5	0.00174	0.00076	0.00057	0.00045				
2.9	0.00106	0.00043	0.0003	0.00029				

بهدست آمد، اما درصد خروجی غلظت فلز از بستر فیلتر، نشانگر آن است که نمی توان دامنه غلظت فلز سرب در پسابهای صنعتی را تا حد استانداردهای سازمان حفاظت محیط زیست ایران برای تخلیه به محیط کاهش داد، اما با استفاده از سری فیلترها با عمق بیشتر می توان نتیجه مطلوب تری بهدست آورد. مقادیر بهدست آمده K برای دبیهای مختلف در غلظتهای متفاوت از غلظت ورودی سرب به محیط فیلتر در جدول ۲ نشان داده شده است. ملاحظه می شود که برای یک مقدار ثابت از دبی با افزایش غلظت سرب، مقدار k کاهش می یابد. در یک غلظت ثابت از فلز سرب با افزایش دبی فیلتراسیون نیز روند مشابهی وجود دارد. زمان های تخمین زده شده برای رسیدن به مقادیر مختلف از افت فشار در بستر فیلتر، برای مقادیر متفاوت دبی فیلتراسیون در شکلهای ۵ تا ۸ نشان داده شده است.

میزان همبستگی در شکلهای ۵ تا ۸ با استفاده از رگرسیون خطی نزدیک به مقدار ۱ است. این شکلها نشان میدهند که برای یک میزان ثابت از دبی فیلتراسیون، با افزایش میزان فلز ورودی به بستر صافی، از زمان رسیدن به افت فشار یکسان کاسته می شود،







سرب اشغال می شوند؛ بنابراین کاهش منافذ و پر شدن سایتهای جذب در اثر مهار ذرات معلق سریع تر اتفاق می افتد که در نتیجه آن، میزان مشخصی از افت فشار در زمان کمتری رخ می دهد (Banejad et al., 2008, Mokari et al. 2010). البته از آنجا که تعداد سایتهای جذب در محیط فیلتر ثابت هستند، با افزایش غلظت ورودی فلز به محیط فیلتر، رقابت بین یونهای فلز برای قرار گرفتن در این سایتها بیشتر می شود و به همین دلیل بسیاری از یونها بدون تماس با سایتهای جذب محیط شنی از فیلتر خارج می شوند، به علاوه چون دبی جریان ثابت است، با کاهش حجم منافذ، سرعت آب منفذی افزایش می یابد و به دنبال آن ذرات مهار شده دوباره جدا می شوند، در نتیجه کارایی حذف بستر کمتر می شود (Banejad et al., 2008, Muhammad et al., 2004).

در یک میزان ثابت از غلظت ورودی فلز به بستر صافی، با افزایش میزان دبی (سرعت) فیلتراسیون، زمان رسیدن به میزان یکسان از افت فشار، بیشتر شد. این نتیجه با یافتههای دیگران مشابهت دارد (Banejad et al., 2008, Mokari et al., 2010). با افزایش دبی عبوری، سرعت عبور محلول از محیط فیلتر بیشتر میشود، در نتیجه یونهای فلزی زمان کمتری برای تماس با ذرات جاذب شن دارند که باعث کاهش کارایی حذف فلز می شود افزایش سرعت نیز مکانیسمهای تهنشینی و انتشار، کارایی کمتری برای حذف یونهای فلزی خواهند داشت و در نتیجه کارایی حذف کاهش می یابد (2009, 2014). علت دیگر برای کاهش می یابد (2009, 2014). ملت داشت و در نتیجه کارایی حذف

در سرعتهای بالا، منطقه سایه ^۱، افزایش پیدا میکند که در نتیجه، امکان تماس ذرات معلق، با سطح دانه های محیط فیلتر کاهش می یابد و ذرات معلق نمی توانند به سطح دانه های بستر بچسبند (Han and Elimelech, 2000, Mokari et al., 2010).

بنابراین افزایش میزان رسوب در بستر و در نتیجه کاهش افت فشار در زمان طولانی تری اتفاق میافتد.

مقایسه زمان رسیدن به یک میزان مشخص از افت فشار، در شرایط متفاوت از دبی فیلتراسیون و غلظت ورودی فلز، نشان میدهد، در مقادیر کمتر افت یعنی ۵ و ۷ سانتیمتر، تفاوت زمانی کمتر است و با افزایش میزان افت فشار، این اختلاف بیشتر میشود.

مقایسه شیب خطوط در یک دبی مشابه در هر یک از شکل های ۵ تا ۸ نشان می دهد هر چه مقادیر ورودی سرب به فیلتر کمتر باشد، مقدار شیب بیشتر است. انتظار می رود که در غلظت کمتر ورودی سرب، توزیع مواد ته نشین شده در بستر فیلتر همگن تر باشد. بهعلاوه اثبات شده که در سرعت های مختلف صافی سازی، عمق بهعلاوه اثبات شده که در سرعت های مختلف صافی سازی، عمق ۲۵ سانتی متری بستر صافی، بیشترین نقش را در مهار ذرات معلق دارد (Darby and Lawler, 1990, Mokari et al., 2010). افزایش غلظت ورودی و در نتیجه مهار بیشتر ذرات در عمق ۲۵ سانتی متری، باعث افزایش سریع تر افت فشار می شود، بنابراین اختلاف زمانی بین دو مقدار مشخص از افت فشار، کمتر می شود.

۴- نتیجهگیری

نتایج نشان داد که در صافی های شنی تند، با افزایش سرعت فیلتراسیون و غلظت ورودی عنصر به محیط صافی، کارایی حذف کاهش می یابد. بیشترین کارایی حذف به میزان ۹۲ درصد، در کمترین میزان غلظت ورودی فلز به صافی و کمترین سرعت فیلتراسیون به دست آمد. با افزایش سرعت آب در بستر صافی در حالی که غلظت ورودی فلز به محیط ثابت بود، زمان رسیدن به یک میزان مشخص از افت فشار افزایش یافت و با افزایش غلظت ورودی سرب از این زمان کاسته شد. به علاوه در یک میزان ثابت از دبی عبوری از صافی، در مقادیر بالاتر غلظت ورودی عنصر سرب، زمان رسیدن به میزان بیشتر افت، با شیب کمتری افزایش



¹ Shadow Zone

Journal of Water and Wastewater

مجله آب و فاضلاب دوره ۲۹، شماره ۳، سال ۱۳۹۷

www.SID.ir

یافت. اگرچه در ایـن پـژوهش، صـافی شـنی تنـد، در صورت ورود 🦳 بیشتری برای حذف این عنصر بهدست آید. اما نتـایج ایـن پـژوهش می تواند برای پیش بینی رونـد تغییـرات زمـانی افـت بـار در صـافی

مستقیم عنصر روی به بستر صافی، کارایی مطلوب برای حـذف فلـز سرب، تا حد استانداردهای سازمان حفاظت محیط زیست ایران را 🦳 شنی بهمنظور تعیین دقیق تر فاصله زمانی بین دو شستشوی معکوس نداشت، اما ممکن است با تصفیه مقدماتی و سری فیلترها، کارایی مورد استفاده قرار گیرد.

References

- Banejad, H., Pirtaj Hamedany, R. & Daneshi, N. 2010. Evaluate of head loss, sediment value and iron removal in rapid sand filter. Journal of American Science, 6(12), 1218-1226.
- Boller, M. & Kavanaugh, M., 1995, "Particle characteristic and head loss increase in granular media filtration. Water Research, 29(4), 1139-1149.
- Banejad, H., Mokari, M., Mosaddeghi, M. & Doae, Y. 2008. Evaluation of particles removal efficiency in rapid sand filters by changing particle concentration and media grain size. Journal of Water and Wastewater, 19 (4), 40-47. (In Persian)
- Cakmakci, M., Kinaci, C. & ve Bayramoglu, M. 2008. Adaptive neuro-fuzzy modeling of head loss in iron removal with rapid sand filtration. Water Environment Research, 80, 2260-2275.
- Daneshi, N., Banejad, H., PirtajHamadani, R., Daneshi, V. & Farokhi, M. 2014. Evaluate of head loss, sediment value and copper removal in sand media (rapid sand filter). International Journal of Environment, 3(2), 12-22.
- Daneshi, N., Banejad, H., Pirtaj Hamadani, R. & Faraji, H. 2010. Effect of rapid sand filter on copper and zinc metal removal in different presence of phosphate concentration. Iranian Journal of Health and Environment, 3(3), 271-280. (In Persian)
- Darby, J.L. & Lawler, D.F. 1990. Ripening in depth filtration: Effect of particle size on removal and head loss. Environmental Science and Technology, 24(7), 1069-1079.
- Daneshi, N., Banejad, H., Pirtaj Hamedany, R., Faraji, H. & Rahimpour Golroubari, V. 2009. Removal of copper and zinc existing in water and wastewater in presence of phosphate by rapid sand filter. 33rd IAHR 2009 Congress, Water Engineering for a Sustainable, Vancouver, Canada.
- Ghavidel, A. & Moatar, F. 2014. Evaluation of Pb, Zn and Ni in river basin of Anzali wetland (Case study Gyhrryd River). Environmental Science and Technology, 16(1), 89-96. (In Persian).
- Han Ko, C. & Elimelech, M. 2000. The "shadow effect" in colloid transport and deposition dynamics in granular porous media: Measurements and mechanisms. Journal Environmental Science and Technology, 34(17), 3681-3689.
- Katsumata, H., Satoshi, K., Kentaro, I., Kumiko, I., Kunihiro, F., Kazuaki, M., et al. 2003. Removal of heavy metals in rinsing wastewater from plating factory by adsorption with economical viable materials. Journal of Environmental Management, 69(2), 187-191.
- Kau, S.M. & Lawler, D.F. 1995. Dynamics of deep bed filtration: Velocity, depth, and media. Journal of Environmental Engineering, 121(12), 850-859.
- Matteo, C., Massimo, G., Francesca, G., Mirko, D. R., Luigi B. & Mario M. 2015. Removal of lead (II) from aqueous solutions by adsorption onto activated carbons prepared from coconut shell. Desalination and Water Treatment, 54(12),1-19.
- Muhammad, M. A., Ishtiaq, H. & Murtaza, M. 2004. Sand as adsorbent for removal of zinc from industrial effluents. Electronic Journal of Environmental, Agricultural & Food Chemistry, 3(6), 792-798.

Monzavi, M., 2005, Water Supply, Tehran: Tehran University Press, (In Persian).

- Mokari, M., Banejad, H. & Mosaddeghi, M. 2010. Effect of filtration velocity and rapid sand filter bed depth on removal efficiency of suspended particles. *Journal of Water and Wastewater*, 22 (2), 31-38. (In Persian)
- Naddafi, K., Vaezi, F., Farzadkia, M. & Kimiaeitalab, A. R. 2005. Study of aerated lagoons in treating industrial effluent from industrial Bou-ali zone in Hamedan. *Journal of Water and Weastewater*, 16 (2), 47-53. (In Persian).
- Noori, J. & Ferdousi, S. 1999. Environmental Chemistry, Tehran: Azad University Press. (In Persian)
- Paulchen, J. & Xiaoyuan, W. 2000. Removing copper, zinc, and lead ion by granular activated carbon in pretreated fixed-bed columns. *Separation and Purification Technology*,19 (1), 57-67.
- Sarioglu, M., Atay, A. & Cebeci, Y. 2005. Removal of copper from aqueous solutions by phosphate rock. *Desalination*,181, 303-311.

Tebbutt, T. 1998. Principle of water quality control, Butterworld Heinemann

- Wang, Z., Liu, G., Zheng, H., Li, F., Haongo, H., Guo, W., et al. 2015. Investigating the mechanisms of biochar's removal of lead from solution. *Bioresource Technology*, 177, 308-317.
- Yu-Ting, Z., Hua-Li, N., Christopher, B. W., Zhi-Yan, H. & Li-Min, Z. 2009. Removal of Cu²⁺ from aqueous solution by chitosan-coated magnetic nanoparticles modi.ed withά -ketoglutaric acid. *Journal of Colloid and Interface Science*, 330, 29-37.
- Yabe, M.J.S. & Oliveira, E. 2003. Heavy metals removal in industrial effluents by sequential adsorbent treatment. *Advances in Environmental Research*, 7, 263-272.



Journal of Water and Wastewater