

Prediction of Temporal Changes of Head Loss in Sand Filter

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

1. 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 particulate-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 objective 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 loading was the highest (6.22 m³/m²/hr). The highest lead removal efficiency (92%) was obtained when the input lead concentration was 25 ppm and filter surface loading was 3.11 m³/m²/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.



پیش‌بینی تغییرات زمانی افت فشار در صافی شنی

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

۱- دانشجوی دکترا، دانشکده کشاورزی، دانشگاه شهرکرد، شهرکرد، ایران
(نویسنده مسئول) daneshi.7883@yahoo.com

۲- دانشیار، دانشکده کشاورزی، دانشگاه شهرکرد، شهرکرد، ایران

۳- دانشیار، گروه علوم و مهندسی آب، دانشکده کشاورزی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران

پذیرش ۹۶/۱۰/۱۳

(دریافت ۹۶/۱/۲۸)

برای ارجاع به این مقاله به صورت زیر اقدام بفرمایید:

دانشی، ن.، فتاحی نافچی، ر.، بانژاد، ح.، ۱۳۹۷. "پیش‌بینی تغییرات زمانی افت فشار در صافی شنی"
"مجله آب و فاضلاب، ۲۹(۲)، ۷۸-۸۷. Doi: 10.22093/wwj.2017.43597.2068"

چکیده

صافی شنی در تصفیه آب و فاضلاب کاربرد فراوان دارد. تجمع و ته‌نشینی ذرات در بستر صافی، سبب ایجاد افت بار صافی می‌شود؛ 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 شبیه‌سازی شد. نتایج به دست آمده نشان داد که بیشترین زمان در رسیدن به مقادیر متفاوت از افت فشار، در کمترین میزان ورودی غلظت فلز ۲۵ میلی‌گرم در لیتر و بیشترین مقدار از بار سطحی ۶/۲۲ مترمکعب بر مترمربع در ساعت می‌باشد. بیشترین راندمان حذف فلز به میزان ۹۲ درصد، در بار سطحی ۳/۱۱ مترمکعب بر متر مربع در ساعت و غلظت ورودی فلز ۲۵ میلی‌گرم در لیتر حاصل شد. مقایسه زمان رسیدن به یک میزان مشخص از افت فشار، در شرایط متفاوت از دبی فیلتراسیون و غلظت ورودی فلز، نشان می‌دهد که در مقادیر کمتر افت یعنی ۵ و ۷ سانتی‌متر، تفاوت زمانی کمتر است. مقایسه شیب خطوط در یک دبی مشابه، برای مقادیر کمتر ورودی سرب به فیلتر، شیب بیشتری را نشان می‌دهد.

واژه‌های کلیدی: افت فشار، مدل‌های هیدرولیکی، صافی شنی، تغییرات زمانی

۱- مقدمه

لیتر است (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. روش‌های مختلف حذف سرب از قبیل فیلتراسیون غشایی، ته‌نشینی شیمیایی، اکسیداسیون شیمیایی، احیا شیمیایی، تصفیه الکتروشیمیایی، تبخیر، تعویض یونی، سیستم‌های زیستی، انعقاد، اسمز معکوس و غیره توسط پژوهشگران مختلف به کار 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

سرب به عنوان یک فلز سنگین، به دلیل ماهیت غیر قابل تجزیه آن به راحتی در محیط زیست تجمع می‌یابد. همچنین با جذب و تجمع در بافت‌های زنده باعث تأثیرات مخرب بر روی انسان، حیوانات و گیاهان می‌شود (Wang et al., 2015). سرب در دو حالت ترکیب شیمیایی و عنصری، سمی است. محدودیت‌های سختگیرانه‌ای برای استفاده از آب‌های آلوده به این عنصر برای مصارف شرب و کشاورزی تعیین شده است (Matteo et 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 میلی‌گرم در



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

۱-۱-۱- هیدرولیک فیلتراسیون

جریان آب به‌عنوان یک سیال لزج هنگام عبور از میان محیط متخلخل مانند فیلتر همراه با اصطکاک و در نتیجه افت انرژی است. معمول‌ترین مدل‌های مورد استفاده برای محاسبه افت فشار در محیط‌های متخلخل، مدل‌های کارمن-کوزنی^۱، رز^۲ و گریگوری^۳ می‌باشند.

۱-۱-۱-۱- مدل کارمن-کوزنی

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

$$\frac{I}{I_0} = \left(1 + P \cdot \frac{\sigma_V}{\epsilon_0}\right)^x \left(1 - \frac{\sigma_V}{\epsilon_0}\right)^y \quad (1)$$

$$I = \frac{\Delta H}{L} \quad \text{و} \quad I_0 = \frac{\Delta H_0}{L} \quad (2)$$

x و y ثابت‌های تجربی هستند. مقادیر $P = 3.5$ و $x = 1/5$ و $y = -1$ باید در معادله فوق لحاظ شوند. ΔH افت فشار در بستر متخلخل صافی، σ_V حجم توده‌های رسوب، (I) گرادیان افت فشار، ΔH_0 افت فشار اولیه بین ابتدا و انتهای بستر تمیز است و ϵ_0 برابر با تخلخل اولیه مؤثر در فیلتراسیون می‌باشد (Boller and Kavanaugh, 1995)

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)

$$\frac{\Delta H_0}{L} = 1/067 CD \frac{V_S^2}{g.d.\phi S} \frac{1}{\epsilon_0^4} \quad (3)$$

که در این معادله

g شتاب ثقل، L ارتفاع لایه متخلخل، d اندازه مؤثر ذرات فیلتر و

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 فلزات از پساب، بدون نیاز به تصفیه مقدماتی است (Daneshi et al., 2014, Yabe and Oliveira 2003). از آنجایی که شن، ارزان‌ترین کالای معدنی است که به‌عنوان بستر فیلترهای با محیط دانه‌ای به‌کار می‌رود (Noori and Ferdousi, 1999)، می‌توان از این فیلترها برای حذف فلزات سنگین در فاضلاب‌های آلوده به‌طور موفقیت‌آمیزی استفاده کرد (Muhammad et al., 2004).

فیلتراسیون معمولاً آخرین مرحله در تصفیه آب و فاضلاب است و اصولاً اصلی‌ترین مرحله جداسازی ذرات از آب در یک تصفیه‌خانه است (Monzavi, 2005). فیلترهای تند شنی به‌صورت گسترده‌ای برای تصفیه آب و فاضلاب به‌کار می‌روند. ذرات بستر این نوع فیلتر، اندازه مؤثر 0.7 تا 0.45 میلی‌متر و ضریب یکنواختی $1/3 - 1/7$ 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 می‌شود، این عمل باعث افت بار در محیط بستر فیلتر می‌شود. در چنین مواقعی باید شستشوی فیلتر انجام شود. معمولاً هنگامی که افت فشار به حدود $1/5$ تا 2 متر برسد، فیلترها به‌وسیله شستشوی معکوس، تمیز می‌شوند.

با افزایش افت فشار بیش از این میزان، خطر رهاسازی ذرات گیر افتاده در بستر صافی و ورود به شبکه انتقال وجود دارد. تا 3 درصد آب تصفیه شده، برای شستشوی صافی‌ها استفاده می‌شود. لذا برای طراحی صافی‌های تند شنی، به‌منظور حذف مؤثر آلاینده‌های خاص در آب و همچنین تعیین زمان دقیق شستشوی معکوس، پیش‌بینی افت فشار لازم است (Banejad et al., 2010). بنابراین در این پژوهش به‌منظور تعیین زمان وقوع میزان افت فشار، از

¹ Carman-Kozeny

² Rose

³ Gregory





Fig. 1. Actual image of the filtration system employed in this study

شکل ۱- تصویر واقعی سیستم فیلتر مورد استفاده در پژوهش

به منظور تهیه محلول آزمایش، مقدار ۲۵، ۷۵، ۱۲۵ و ۱۷۵ میلی گرم در لیتر سرب، با اضافه کردن نمک نیترات فلز، به آبی با pH برابر ۷/۵-۷/۲، کدورت ۱/۵ NTU، سختی ۱۸۰ واحد بی کربناتی، هدایت الکتریکی ۴۵۷ $\mu\text{S}/\text{cm}$ ، دمای ۲۵ تا ۲۳ درجه سلسیوس و بدون حضور کلر استفاده شد. این دامنه تغییرات غلظت فلز در پساب‌های صنعتی و معدنی وجود دارد (Daneshi et al., 2010). محلول‌ها به‌طور جداگانه توسط پمپ به بالای بستر شن فرستاده شد و دبی خروجی از بستر فیلتر برای مقادیر ۱/۵، ۲، ۲/۵ و ۳ لیتر بر دقیقه (بار سطحی ۳/۱۱، ۴/۱۵، ۵/۲ و ۶/۲۲ متر مکعب بر متر مربع در ساعت) تنظیم 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 اسپکترومتر نشر اتمی با منبع ICP^۱ قرائت شد. برای هر کدام از غلظت‌های ورودی، در دبی‌های مختلف، فیلتراسیون در چهار تکرار انجام شد. کارایی حذف توسط معادله ۷ محاسبه شد

ϕ_S فاکتور شکل ذرات است. C_D ضریب دراگ نیوتن است که از معادله ۴ به دست می‌آید

$$C_D = (24/R) + (3/\sqrt{R}) + 0.34 \quad (4)$$

که R عدد رینولدز است.

۱-۳-۱-۱ مدل گریگوری

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

$$\Delta H = \Delta H_0 + \frac{K V_S C_0 t}{(1-\varepsilon)} \quad (5)$$

که این معادله

V_S سرعت ظاهری سیال، ε تخلخل متناظر با افت فشار (ΔH)، t زمان بر حسب دقیقه، C_0 غلظتی از سیال ورودی که باعث افت فشار در فیلتر می‌شود و K ضریب مدل گریگوری می‌باشند.

۲- مواد و روش‌ها

به منظور انجام آزمایش‌ها، 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 سانتی متر مربع؛ لایه مؤثر در تصفیه به ضخامت ۷۰ سانتی متر با ذراتی از شن سیلیس به قطر ۱/۸ تا ۰/۴۲ میلی‌متر؛ چگالی واقعی ۲/۶۵ گرم بر سانتی متر مکعب؛ اندازه مؤثر، ۰/۶ میلی‌متر و ضریب یکنواختی، برابر ۱/۵ بود. لایه نگهدارنده شامل: لایه تحتانی به ضخامت ۱۵ سانتی متر و قطر ذرات ۵۲-۲۶ میلی‌متر؛ لایه میانی به ضخامت ۲۵ سانتی متر و قطر ذرات ۱۳/۲-۶/۷ میلی‌متر؛ لایه نگهدارنده بالایی به ضخامت ۱۰ سانتی متر؛ قطر ذرات ۴/۷۵-۲/۳۶ میلی‌متر و ارتفاع آب بالای بستر ۱۵۰ سانتی متر بود. مبانی طراحی فیلترهای شنی تند شامل اندازه مؤثر، ۰/۷-۰/۵ میلی‌متر، ضریب یکنواختی ذرات بستر به میزان ۱/۷-۱/۳، عمق بستر برابر با ۰/۷۶-۰/۶۱ متر و بار سطحی ۱۲/۲۸-۲/۵۲ متر مکعب بر متر مربع در ساعت بودند. برای چشم‌پوشی از اثرات دیواره‌ای در حرکت سیال، نسبت قطر فیلتر به قطر محیط آن باید بزرگ‌تر از ۵۰ باشد (Darby and Lawler, 1990)

¹ Inductively Coupled Plasma (ICP)



مرحله قبل در مدل گریگوری وارد می‌شود

$$h = h_0 + \frac{K_v C_0}{(1 - \varepsilon)} t \quad (10)$$

که در این معادله

v سرعت ظاهری سیال، ε تخلخل مؤثر در فیلتراسیون متناظر با افت فشار (h)، t زمان بر حسب دقیقه، C_0 غلظت 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 پیژومتر زیر بستر فیلتر (h) قرائت شد. سپس بر اساس داده‌های حاصل، مقادیر C_0 توسط دستگاه جذب اتمی، برای هر مرحله از آزمایش به‌دست آمد ($C_0 = C_1 - C_2$)؛ که C_1 و C_2 به ترتیب 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 به‌دست آمد و در نهایت مدل گریگوری برای فاکتور K برای تمامی مراحل آزمایش کالیبره شد.

۲-۳- 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 ($K, v, C_0, h_0, \varepsilon$) در مدل گریگوری، زمان رسیدن به مقادیر فرضی از h به‌دست آمد. مقدار Δh بر اساس معادله ۱۱ تعیین می‌شود

$$\Delta h = h - h_0 \quad (11)$$

مراحل ذکر شده به‌طور خلاصه در شکل 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

$$R(\%) = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \times 100 \quad (6)$$

که در آن

R درصد حذف، C_1 غلظت فلز در ورودی و C_2 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- ارتباط بین افت فشار و میزان تخلخل مؤثر

به‌منظور تعیین ارتباط بین افت فشار در بستر فیلتر (لایه مؤثر در تصفیه)، و میزان تخلخل مؤثر در فیلتراسیون، در این پژوهش از مدل کارمن-کوزنی استفاده شد. با در نظر گرفتن افت‌های رخ داده در بستر فیلتر (h) و به‌دست 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_v) را در مقادیر مختلف از افت فشار حاصله به‌دست آورد

$$I = \frac{h}{l} \quad (7)$$

$$\frac{I}{I_0} = \left(1 + P \cdot \frac{\sigma_v}{\varepsilon_0} \right)^x \cdot \left(1 - \frac{\sigma_v}{\varepsilon_0} \right)^y \quad (8)$$

لازم به ذکر است که مقدار ε_0 در دبی‌های متفاوت، متغیر است. با قراردادن مقادیر σ_v به‌دست آمده از معادله ۸ در معادله ۹ می‌توان مقادیر تخلخل را برای بستر متخلخل در هر زمان به‌دست آورد

$$\varepsilon = \varepsilon_0 - \sigma_v \quad (9)$$

مقادیر داده‌های ε در مقابل مقادیر h رسم و تابع مناسب برازش می‌شود. تابع به‌دست آمده برای دبی‌های مختلف، متفاوت است.

۲-۲- انطباق مدل گریگوری

معادلات به‌دست آمده برای تخلخل با توجه به میزان افت فشار در



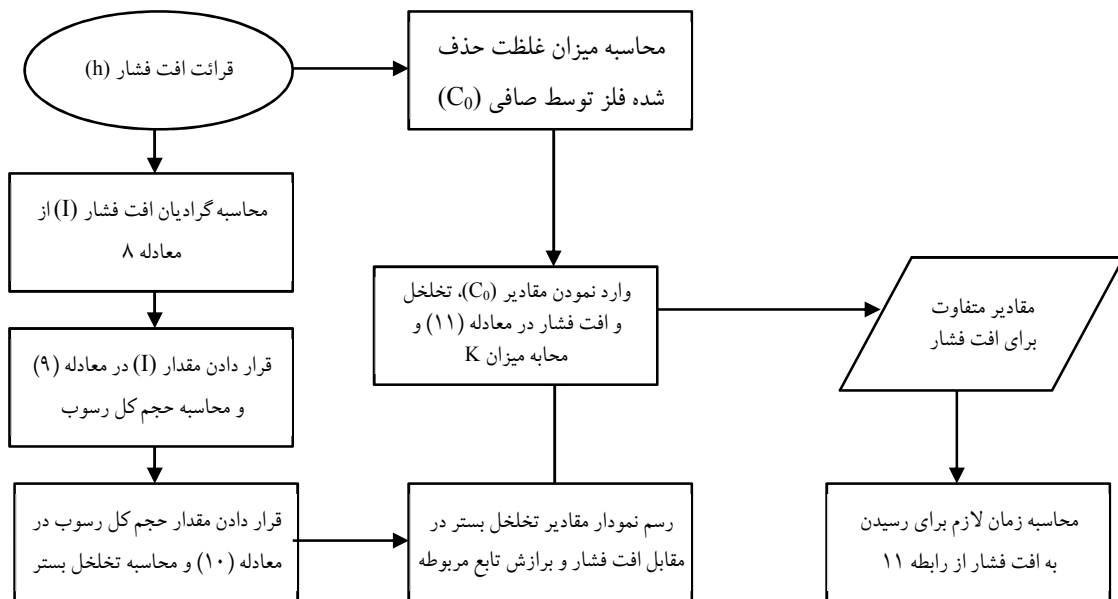


Fig. 2. Steps to calculate the required time to reach a specified head loss

شکل ۲- مراحل محاسبه تعیین زمان رسیدن به میزان مشخص از افت فشار

جدول ۱- مقادیر تخلخل مؤثر، ضریب دراگ 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_0	R_e	C_D	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

سپس با استفاده از رابطه $C_0 = C_1 - C_2$ ، مقدار C_0 به دست آمد. مشاهده می‌شود، اگرچه در کمترین سرعت (دبی) و همچنین کمترین مقدار از غلظت ورودی سرب، راندمان بیشتری برای حذف فلز

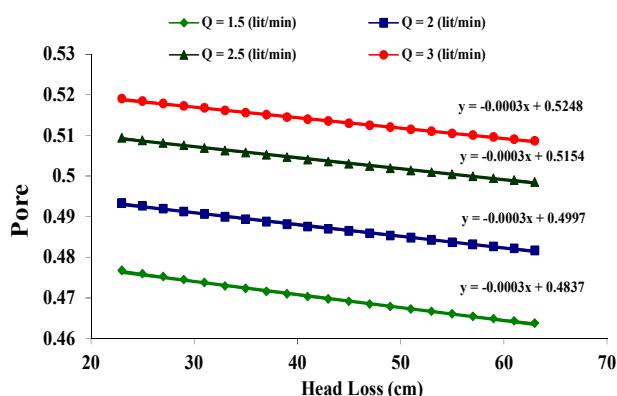


Fig. 3. Relationship between head loss and effective porosity

شکل ۳- رابطه بین افت فشار و مقادیر تخلخل مؤثر در فیلتراسیون

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 به دست 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 می‌شود که در یک مقدار ثابت از افت فشار، با افزایش دبی مقادیر تخلخل مؤثر در فیلتراسیون بیشتر می‌شود. همچنین در یک مقدار ثابت از دبی، با افزایش مقادیر افت فشار، میزان تخلخل مؤثر در فیلتراسیون کاهش یافته است. این نتیجه با یافته‌های دیگران مشابهنه دارد (Cakmakci et al., 2008). برای محاسبه C_0 در مدل گریگوری نیاز به محاسبه راندمان حذف سرب توسط فیلتر می‌باشد که در شکل ۴ نشان داده شده است.

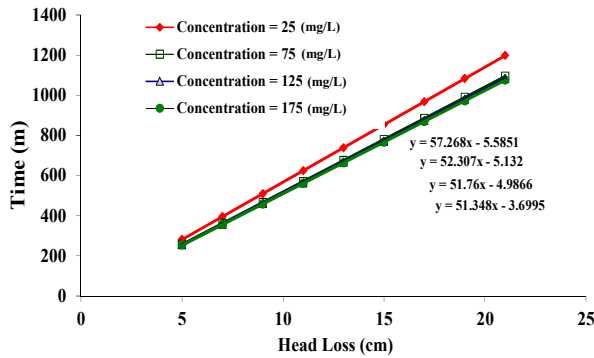


Fig. 5. Relationship between filtration time and head loss under different Pb concentration for $Q=1.5$ l/s
شکل ۵- رابطه بین مقادیر زمان و افت فشار در دبی ۱/۵ لیتر بر ثانیه

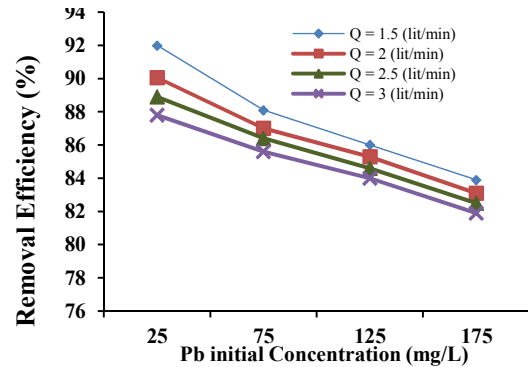


Fig. 4. Lead removal efficiency vs. Initial Pb concentration under various filtration discharges
شکل ۴- راندمان حذف سرب در غلظت‌ها و دبی‌های مختلف

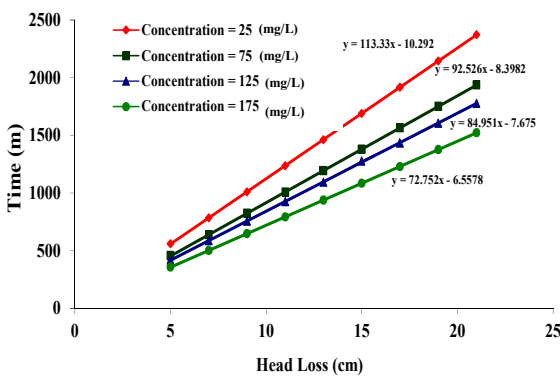


Fig. 6. Relationship between time and head loss under different Pb concentration for $Q=2$ l/s
شکل ۶- رابطه بین مقادیر زمان و افت فشار در دبی ۲ لیتر بر ثانیه

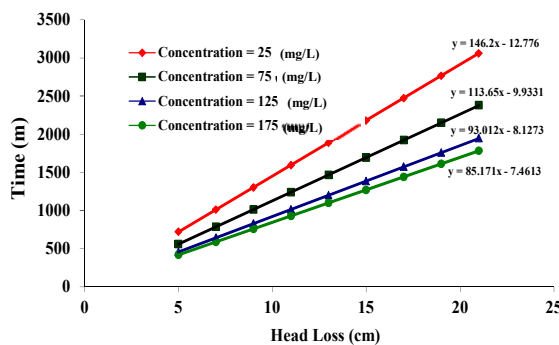


Fig. 7. Relationship between time and head loss under different Pb concentration for $Q=2.5$ l/s
شکل ۷- رابطه بین مقادیر زمان و افت فشار در دبی ۲/۵ لیتر بر ثانیه

زیرا با افزایش غلظت ورودی، سطح قابل پوشش جمع‌کننده‌ها افزایش می‌یابد و امکان تماس فلز سرب با ذرات و دانه‌های بستر صافی بیشتر می‌شود و منافذ بیشتری از محیط بستر توسط ذرات

جدول ۲- مقادیر K در مقادیر متفاوت از دبی فیلتراسیون و غلظت

عنصر سرب

Table 2. K values for different filtration discharge rates and lead concentrations

Q (lit/min)	Pb initial conc. (mg/L)			
	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 نمی‌توان 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 می‌توان نتیجه مطلوب‌تری 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 می‌شود که برای یک مقدار ثابت از دبی با افزایش غلظت سرب، مقدار k کاهش می‌یابد. در یک غلظت ثابت از فلز سرب با افزایش دبی فیلتراسیون نیز روند مشابهی وجود دارد. زمان‌های 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 می‌شود.

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

بنابراین افزایش میزان رسوب در بستر و در نتیجه کاهش افت فشار در زمان طولانی‌تری 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 شکل‌های ۵ تا ۸ نشان می‌دهد هر چه مقادیر ورودی سرب به فیلتر کمتر باشد، مقدار شیب بیشتر است. انتظار می‌رود که در غلظت کمتر ورودی سرب، توزیع مواد ته‌نشین شده در بستر فیلتر همگن‌تر باشد. به‌علاوه اثبات شده که در سرعت‌های مختلف صافی‌سازی، عمق ۲۵ سانتی‌متری 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 سانتی‌متری، باعث افزایش سریع‌تر افت فشار می‌شود، بنابراین اختلاف زمانی بین دو مقدار مشخص از افت فشار، کمتر می‌شود.

۴- نتیجه‌گیری

نتایج نشان داد که در صافی‌های شنی تند، با افزایش سرعت فیلتراسیون و غلظت ورودی عنصر به محیط صافی، کارایی حذف کاهش می‌یابد. 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. به‌علاوه 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

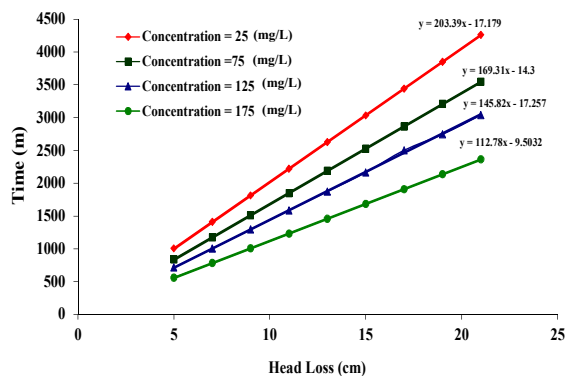


Fig. 8. Relationship between time and head loss under different Pb concentration for $Q=2.9$ l/s

شکل ۸- رابطه بین مقادیر زمان و افت فشار در دبی ۲/۹ لیتر بر ثانیه

سرب اشغال می‌شوند؛ بنابراین کاهش منافذ و پر شدن سایت‌های جذب در اثر مهار ذرات معلق سریع‌تر اتفاق می‌افتد که در نتیجه آن، میزان مشخصی از افت فشار در زمان کمتری رخ می‌دهد (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 می‌شود و به همین دلیل بسیاری از یون‌ها بدون تماس با سایت‌های جذب محیط شنی از فیلتر خارج می‌شوند، به‌علاوه چون دبی جریان ثابت است، با کاهش حجم منافذ، سرعت آب منفذی افزایش می‌یابد و به‌دنبال آن ذرات مهار شده دوباره جدا می‌شوند، در نتیجه کارایی حذف بستر کمتر می‌شود (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 جذب‌کننده دارند که باعث کاهش کارایی حذف فلز می‌شود (Kau and Lawler, 1995, Paulchen and Xiaoyuan, 2000). با افزایش سرعت نیز مکانیسم‌های ته‌نشینی و انتشار، کارایی کمتری برای حذف یون‌های فلزی خواهند داشت و در نتیجه کارایی حذف کاهش می‌یابد (Daneshi et al., 2009, 2014). علت دیگر برای کمتر بودن کارایی حذف در دبی‌های (سرعت) بیشتر، این است که

¹ Shadow Zone



بیشتری برای حذف این عنصر به دست آید. اما نتایج این پژوهش می‌تواند برای پیش‌بینی روند تغییرات زمانی افت بار در صافی شنی به منظور تعیین دقیق‌تر فاصله زمانی بین دو شستشوی معکوس مورد استفاده قرار گیرد.

یافت. اگرچه در این پژوهش، صافی شنی تند، در صورت ورود مستقیم عنصر روی به بستر صافی، کارایی مطلوب برای حذف فلز سرب، تا حد استانداردهای سازمان حفاظت محیط زیست ایران را نداشت، اما ممکن است با تصفیه مقدماتی و سری فیلترها، کارایی

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 Gvhrrvd 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 modified with α -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.

