

NGHIÊN CỨU KHẢ NĂNG XỬ LÝ KẾT HỢP NƯỚC THẢI XI MẠ VÀ NƯỚC THẢI SINH HOẠT BẰNG CÔNG NGHỆ ANOXIC/OXIC (A/O)

STUDY ON THE POSSIBILITY OF COMBINED TREATMENT OF ELECTROPLATING WASTEWATER AND DOMESTIC WASTEWATER USING ANOXIC/OXIC (A/O)

Trần Đức Thảo^{1*}, Phạm Minh Tuấn¹

TÓM TẮT

Quá trình nghiên cứu xử lý kết hợp nước thải xi mạ và nước thải sinh hoạt bằng công nghệ Anoxic/Oxic (A/O) ở các tải trọng 0,3; 0,4; 0,6kg COD/m³.ngày nhằm ứng dụng phương pháp xử lý sinh học hiếu khí (Oxic) và thiếu khí (Anoxic) để xử lý nước thải xi mạ. Kết quả cho thấy ở tải trọng 0,6kg COD/m³.ngày thì hiệu quả xử lý chất ô nhiễm cao (72,5% COD, 87,2% N-NH₄⁺, 55,2% Zn) và đạt QCVN 40:2011/BTNMT, cột B, nồng độ Zn có thể xử lý được là 23,6mg/L. Kết quả này là một kết quả quan trọng vì nó có thể ứng dụng được trong thực tế xử lý nước thải xi mạ.

Từ khóa: Anoxic/Arobic, A/O, nước thải xi mạ, nước thải sinh hoạt.

ABSTRACT

The research process of combined treatment of electroplating wastewater and domestic wastewater by Anoxic/Oxic (A/O) technology at Organic loading rate (OLR) 0.3; 0.4; 0.6kg COD/m³.day to search the highly effective method that can be applied for treatment of electroplating wastewater. The experimental results indicate that OLR 0,6 kg COD/m³.day achieve a high removal efficiency (72.5% COD; 87.2% N-NH₄⁺; 55.2% Zn) and are lower than type B levels of the Vietnamese technique standard QCVN 40:2011/BTNMT, the treatable Zinc concentration is 23.6mg/L. The result is essential to apply in electroplating wastewater treatment.

Keywords: Anoxic/Arobic, A/O, electroplating wastewater, Dormitory wastewater.

¹Khoa Môi trường - Tài nguyên và Biến đổi khí hậu, Trường Đại học Công nghiệp Thực phẩm TP.HCM

*Email: thaotranduc@gmail.com

Ngày nhận bài: 15/6/2021

Ngày nhận bài sửa sau phản biện: 10/7/2021

Ngày chấp nhận đăng: 14/7/2021

1. ĐẶT VẤN ĐỀ

Hiện nay ở Việt Nam, ngành xi mạ đang chú trọng và phát triển. Đi cùng với những lợi ích về kinh tế và các thách thức về môi trường do ngành công nghiệp này mang lại, đặc biệt là về nước thải xi mạ đã ảnh hưởng sức khỏe của con người và động thực vật. Tính chất nước thải xi mạ phụ thuộc vào loại hình sản xuất, dây chuyền công nghệ, thành

phần nguyên liệu..., nước thải ngành xi mạ phát sinh không lớn, nồng độ các chất hữu cơ thấp nhưng chứa các chất độc hại khác nhau, bao gồm cả xyanua, kiềm, hóa chất tẩy rửa, dung môi tẩy dầu mỡ, dầu, mỡ và kim loại nặng [1]. Các chất gây ô nhiễm chính trong nước là các ion kim loại nặng và các chất hữu cơ polymer khó phân hủy sinh học [2]. Hiện nay, công nghệ xử lý phổ biến hiện nay đối với nước thải xi mạ hóa lý, hóa học tỏ ra khá tốn kém về chi phí đầu tư và vận hành, không những thế còn sinh ra một lượng bùn thải nguy hại thứ cấp cần xử lý. Do đó, việc tìm kiếm phương án xử lý mới nhằm xử lý nước thải xi mạ là điều rất cần thiết. Trong những năm gần đây, xu thế kết hợp xử lý nước thải xi mạ với các loại nước thải khác nhằm giảm một phần hoặc hoàn toàn phương pháp hóa lý, hóa học bằng phương pháp sinh học nhằm giảm chi phí đầu tư và vận hành đã từng bước được nghiên cứu. Nghiên cứu tập trung xác định tỷ lệ pha nước thải và khả năng xử lý của mô hình A/O tương ứng với các tải trọng COD khác nhau, khả năng xử lý kim loại nặng (Zn).

Trên thế giới hiện nay cũng có một số nghiên cứu về kết hợp xử lý nước thải xi mạ bằng phương pháp sinh học, cụ thể: Bo Liu và cộng sự [3], đã sử dụng thiết bị T-SBAF (two-stage biological aerated filter) quy mô phòng thí nghiệm với các vật liệu nổi trong cột kỵ khí và vật liệu gôm chìm trong nước ở cột hiếu khí để xử lý nước thải xi mạ ở huyện Luhe của Nam Kinh, Trung Quốc. Nghiên cứu này thực hiện bằng việc cố định nồng độ COD từ 180 - 200mg/L trong suốt quá trình, đồng thời thay đổi tải trọng thủy lực từ 0,75 lên 1,5m³/m².h và tỉ lệ không khí/nước từ 3:1 lên 6:1. Khi tải trọng thủy lực và tỉ lệ không khí/nước là 1,20m³/m².h và 4:1, hiệu suất loại bỏ tối ưu COD, N-NH₄⁺ và tổng nitơ (T-N) tương ứng là 90,13%, 92,15% và 55,46%. Nhóm nghiên cứu của Xinmie Yan và cộng sự [4], đã nghiên cứu sử dụng công nghệ A/O 2 giai đoạn (A²O²) để xử lý nước thải xi mạ từ nhà máy Huasheng (Giang Tô, Trung Quốc). Nghiên cứu này thực hiện bằng cách duy trì lượng bùn 3000 - 4000mg/L, tỉ lệ hoàn lưu bùn tương ứng là 200% và 100%. Kết quả cho thấy một lượng lớn N-NH₄⁺ và COD được loại bỏ tương ứng đạt 97,11% và 83,00%, ngoài ra, độ mặn cũng gây ảnh

hường đến quá trình xử lý, hệ thống có khả năng chống chịu độ mặn tốt nhất khi NaCl dao động từ 1 đến 10g/L. Như vậy, các nghiên cứu trên thế giới đang chủ yếu nghiên cứu ở các công nghệ xử lý sinh học khác nhau, chưa có những nghiên cứu về các mô hình A/O.

2. THỰC NGHIỆM

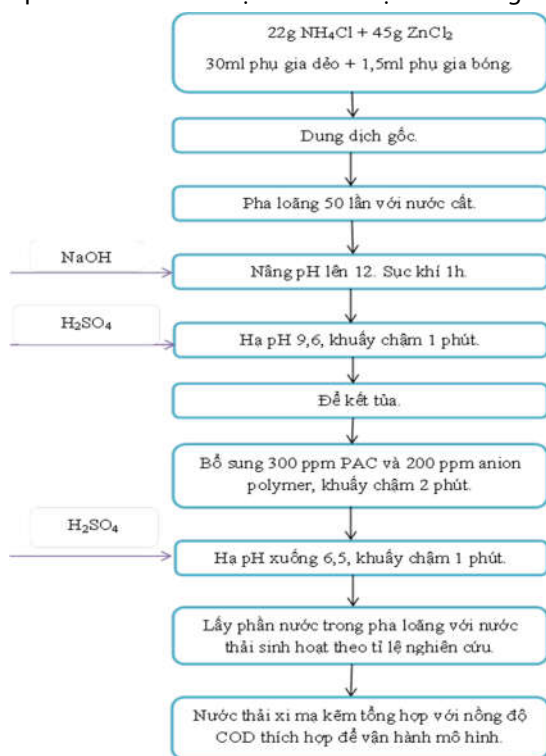
2.1. Đối tượng nghiên cứu

2.1.1. Nước thải nghiên cứu

Nước thải nghiên cứu là nước thải xi mạ kẽm tổng hợp từ nước thải sinh hoạt (SH) và nước thải xi mạ kẽm (XM) sau xử lý hóa lý bậc 1.

Nước thải sinh hoạt được lấy tại hồ thu gom hàng ngày của Ký túc xá Trường Đại học Công nghiệp Thực phẩm TP. Hồ Chí Minh, sau đó được cho vào can nhựa 30L rồi vận chuyển về phòng thí nghiệm.

Nước thải xi mạ được tiến pha theo quy trình hình 1. Thành phần nước thải xi mạ kẽm nhân tạo như trong bảng 1.



Hình 1. Quy trình pha nước thải xi mạ kẽm

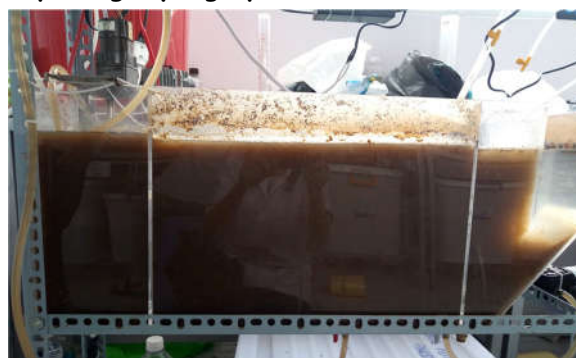
Bảng 1. Thành phần nước thải xi mạ kẽm nhân tạo

STT	Chỉ tiêu	Đơn vị	Giá trị
1	pH	-	7,5
2	COD	mg/L	1380,6
3	Amonia	mg/L	24,86

2.1.2. Bùn sử dụng trong thực nghiệm

Bùn được lấy từ Nhà máy xử lý nước thải của Khu công nghiệp Vĩnh Lộc, quận Bình Tân, Tp. Hồ Chí Minh. Nuôi cấy bùn ban đầu bằng sục khí và cho nuôi thích nghi với nước thải tại phòng thí nghiệm (hỗn hợp nước thải xi mạ và nước thải sinh hoạt).

2.2. Hệ thống thực nghiệm



Hình 2. Hệ thống thực nghiệm

Nước từ thùng chứa nước thải được bơm định lượng bơm vào bể Anoxic với lưu lượng là Q (l/h). Bể Anoxic được trang bị hệ thống cánh khuấy để đảm bảo DO trong nước được duy trì ở nồng độ 0,1 - 0,5mg/L. Nước thải từ bể Anoxic sẽ tự chảy sang bể Oxid. Bể Oxid được trang bị hệ thống máy sục khí. Tại bể Oxid điều chỉnh tốc độ sục khí để đảm bảo DO được duy trì trong bể từ 2 - 4mg/L, đảm bảo cung cấp đủ lượng oxy và độ xáo trộn vừa phải để tránh làm vỡ bông bùn. Tại bể Oxid lắp đặt thêm hệ thống tuần hoàn nước với lưu lượng tuần hoàn nước là 200%. Nước thải từ bể Anoxic chảy tràn qua bể lắng, lượng bùn lắng được bơm tuần hoàn về bể Anoxic để duy trì hàm lượng MLSS trong bể Oxid, phần bùn dư định kỳ được xả ra ngoài. Nước sau xử lý được dẫn chảy tràn ra ngoài. Thông số mô hình thực nghiệm như trong bảng 2.

Bảng 2. Thông số mô hình

STT	Kích thước	Đơn vị	Bể Anoxic	Bể Oxid	Bể lắng
1	Dài	cm	13,5	40	10
2	Rộng	cm	15	15	15
3	Cao	cm	30	30	30
4	Chiều cao mực nước	cm	25	25	25

2.3. Phương pháp phân tích

Các phương pháp, thiết bị phân tích mẫu sử dụng trong nghiên cứu được tổng hợp trong bảng 3.

Bảng 3. Các phương pháp phân tích mẫu

STT	Chỉ tiêu	Phương pháp	Đơn vị	Thiết bị
1	pH	TCVN 6492:2011 (ISO 10523:2008) Chất lượng nước – Xác định pH	-	Máy đo SI Analytics Lab 855 Máy đo pH cầm tay HANNA
2	COD	TCVN 6491:1999 (ISO 6060:1989) Chất lượng nước – Xác định nhu cầu oxy hoá học (COD)	mg/L	Máy nung 150°C
3	MLSS	TCVN 6625:2000 (Phương pháp khối lượng)	mg/L	Tủ nung, Bình hút ẩm, Cân phân tích
4	SS	TCVN 6625:2000 (ISO 11923:1997) Chất lượng nước - Xác định chất rắn lơ lửng bằng cách lọc qua cái lọc sợi thủy tinh	mg/L	- Giấy lọc - Tủ nung - Cân phân tích

5	NO ₃ ⁻	US. EPA 352.1:1971 – Xác định hàm lượng Nitrate – Phương pháp đo phổ Brucine.	mg/L	Máy quang phổ Model PhotoLad 6100VIS
6	NO ₂ ⁻	TCVN 4561 - 1988 - Nước thải - Xác định hàm lượng nitrite	mg/L	Máy quang phổ Model PhotoLad 6100VIS
7	Zn	TCVN 6193:1996 – Chất lượng nước – Xác định kẽm – Phương pháp trắc phổ hấp thụ nguyên tử ngọn lửa.	mg/L	Trung tâm tư vấn Công nghệ Môi trường và An toàn vệ sinh lao động COSHET

2.4. Phương pháp tính toán kết quả

Tải trọng hữu cơ được tính theo công thức [5]:

$$OLR = \frac{Q \cdot COD}{V}, \text{ (kgCOD / m}^3 \cdot \text{ngày)} \tag{1}$$

Trong đó: Q: Lưu lượng nước thải, (m³/ngày).

V: Thể tích bể xử lý, (m³).

COD: Nồng độ COD đầu vào, (mg/L).

Vận hành mô hình với việc cố định COD vào 300 - 400mg/L, thay đổi lưu lượng lần lượt là 0,47L/h; 0,65L/h và 1,08L/h tương ứng với các tải trọng lần lượt là 0,3kg COD/m³.ngày (tải trọng thích nghi); 0,4kg COD/m³.ngày; 0,6kg COD/m³.ngày.

Hiệu quả xử lý các thông số được tính bằng công thức:

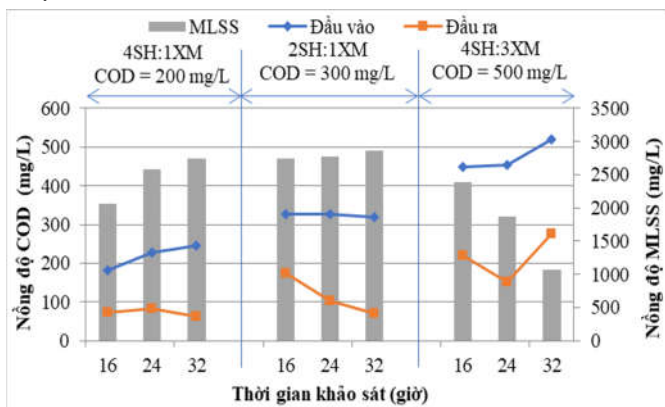
$$H = \left(\frac{C_{i,v} - C_{i,r}}{C_{i,v}} \right) \times 100\% \tag{2}$$

Trong đó: C_{i,v}: Nồng độ của thông số i vào bể.

C_{i,r}: Nồng độ của thông số i ra bể.

3. KẾT QUẢ VÀ THẢO LUẬN

3.1. Xác định tỷ lệ pha nước thải xi mạ và nước thải sinh hoạt

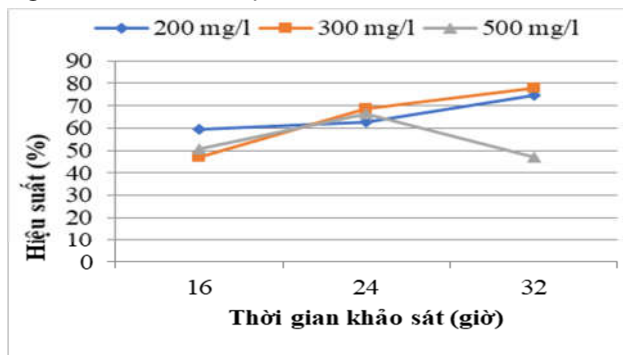


Hình 3. Diễn biến nồng độ COD và MLSS trung bình

Để xác định tỷ lệ pha loãng nước thải, thời gian lưu nước và nồng độ COD thích hợp, mô hình được vận hành theo mẻ ở bể hiếu khí. Bùn hoạt tính được cho vào bể hiếu khí và duy trì MLSS trong khoảng từ 2500 - 3000mg/L, tiến hành sục khí cho bể hiếu khí nhằm duy trì nồng độ DO khoảng 2 - 4mg/L và nuôi bùn thích nghi trong 10 ngày. Sau đó lần lượt khảo sát nước thải đã pha theo tỷ lệ về thể tích như sau: 2SH:1XM;

4SH:1XM; 4SH:2XM ở bể hiếu khí. Thí nghiệm được tiến hành trong khoảng 30 ngày, ở 7 ngày đầu mỗi tỉ lệ cho bùn thích nghi và ổn định, sau đó 3 ngày tiếp theo tiến hành lấy mẫu ở thời gian 16h, 24h, 32h để phân tích COD và MLSS để so sánh hiệu quả xử lý các chất hữu cơ ở từng tỉ lệ thể tích pha. Kết quả được thể hiện trên hình 3.

Kết quả thí nghiệm cho thấy, nồng độ COD giảm dần khi vận hành mô hình ở nồng độ COD trung bình 200mg/L và 300mg/L tương ứng với tỉ lệ 4SH:1XM và 2SH:1XM. Ở nồng độ COD trung bình 500mg/L ứng với tỉ lệ 4SH:3XM thì COD đầu ra giảm nhưng sau đó tăng, đồng thời, nồng độ MLSS trong bể hiếu khí giảm dần. Nguyên nhân là do khi tăng tỷ lệ nước thải xi mạ thì lượng kim loại nặng (Zn) cũng tăng nên làm ức chế sự phát triển của bùn hoạt tính [6].



Hình 4. Diễn biến hiệu suất xử lý tương ứng với các nồng độ COD

Khi xét thêm hiệu quả xử lý ở các nồng độ COD khác nhau (hình 4) ta thấy: ở tỉ lệ 4SH:1XM, nồng độ COD giảm thấp nhất tại thời điểm 32h, hiệu quả xử lý là 74,44%, đồng thời, nồng độ MLSS trong bể hiếu khí có xu hướng tăng. Tại tỉ lệ 2SH:1XM, nồng độ COD giảm dần và thấp nhất tại thời điểm 32h, hiệu quả xử lý 77,7%, bên cạnh đó, nồng độ MLSS trong bể hiếu khí được duy trì ở khoảng 2500 - 3000mg/L. Như vậy, ta thấy được khả năng xử lý và nồng độ MLSS ở tỉ lệ này là ổn định nhất. Tại tỉ lệ 4SH:3XM, nồng độ COD giảm nhưng sau đó lại tăng và không đạt quy chuẩn tại các thời gian lưu, nồng độ MLSS giảm dần và giảm mạnh ở thời điểm 32h. Mặt khác, so với QCVN 40:2011/BTNMT, cột B thì nồng độ COD đầu ra ở 32h chỉ có tỉ lệ 4SH:1XM và 2SH:1XM đạt quy chuẩn tương ứng với nồng độ COD là 63mg/L và 71,35mg/L còn tỉ lệ 4SH:3XM không đạt quy chuẩn. Ở tỉ lệ 4SH:1XM và 2SH:1XM đều có nồng độ COD thấp hơn ngưỡng cho phép của quy chuẩn.

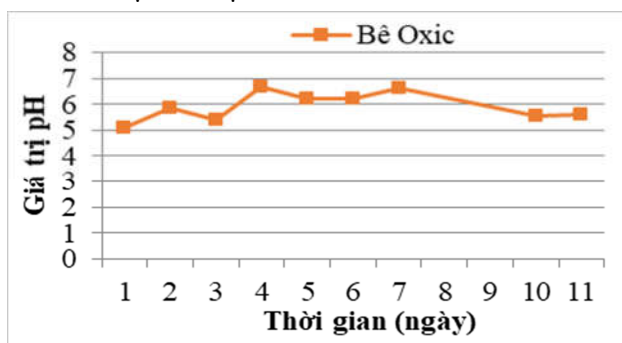
Với kết quả thí nghiệm này, nhóm nghiên cứu lựa chọn thời gian lưu thích hợp cho mô hình là 32h và nồng độ COD trung bình là 300mg/L ứng với tỉ lệ 2SH:1XM để vận hành mô hình A/O.

3.2. Giai đoạn thích nghi

Sau khi xác định được tỷ lệ pha nước thải và các thông số vận hành mô hình, nhóm nghiên cứu tiến hành vận hành thích nghi mô hình ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày Nước thải từ thùng chứa được bơm vào mô hình nhờ bơm định lượng với lưu lượng 0,047l/h; HRT ở bể Oxíc là 32h; COD = 324mg/L; pH = 6,5 - 8,5; MLSS = 3000 - 4000mg/L; DO = 2 - 4mg/L.

3.2.1. Chỉ số pH

Giá trị pH trong bể Oxic ở giai đoạn thích nghi nhằm duy trì điều kiện môi trường thuận lợi cho các vi sinh vật phát triển được thể hiện ở hình 5.

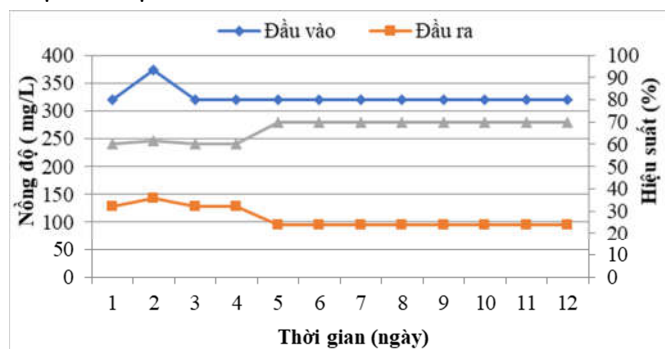


Hình 5. Giá trị pH ở tải thích nghi trong bể Oxic

Qua hình 5, ta thấy các giá trị pH đo được trong giai đoạn thích nghi pH dao động trong khoảng 5,085 - 6,691. Đồng thời có thể thấy từ ngày đầu tiên bắt đầu giai đoạn thích nghi đến ngày thứ 4 thì các khoảng pH đo được của trong bể có khoảng dao động, điều này có thể giải thích là do ở giai đoạn đầu mới bắt đầu chạy mô hình thì các phản ứng nitrite hóa, nitrate hóa, khử nitrate, tổng hợp tế bào... diễn ra chưa ổn định vì vi sinh vật trong bùn hoạt tính cần có thời gian thích nghi với điều kiện môi trường mới và nguồn nước thải mới. Từ ngày thứ 4 đến ngày kết thúc giai đoạn thích nghi thì các khoảng pH đo được đã thu hẹp dần do vi sinh vật đã thích nghi và diễn ra các phản ứng sinh hóa ổn định.

3.2.2. Giá trị COD

Kết quả phân tích nồng độ COD ở giai đoạn thích nghi được thể hiện ở hình 6.



Hình 6. Giá trị COD và hiệu suất xử lý COD ở tải thích nghi

Qua hình 6 ta thấy: ở giai đoạn thích nghi ta thấy nồng độ COD đầu vào dao động trong khoảng 320 - 373,33mg/L, COD đầu ra trong khoảng 96 - 144mg/L. Hiệu quả xử lý COD ở 4 ngày đầu của giai đoạn thấp và có sự dao động nhưng đến cuối giai đoạn thì hiệu quả xử lý tăng trên 70% và tương đối ổn định nguyên nhân do ban đầu vi sinh vật chưa thích nghi được với môi trường và nước thải mới, hơn nữa COD nước thải đầu vào ở 3 ngày đầu giai đoạn có sự dao động nên khi vào bể thì vi sinh chưa thích nghi được. Từ ngày thứ 4 của tải thích nghi trở đi thì vi sinh mới bắt đầu thích nghi và có sự ổn định làm

cho hiệu suất xử lý COD tăng lên và hoạt động ổn định, từ đó ta có thể tiến hành giai đoạn tăng tải trọng.

3.3. Đánh giá hiệu quả xử lý

Sau khi chạy thích nghi để ổn định cho vi sinh vật sẽ tiếp tục chạy mô hình liên tục với các tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày và 0,6 kgCOD/m³.ngày.

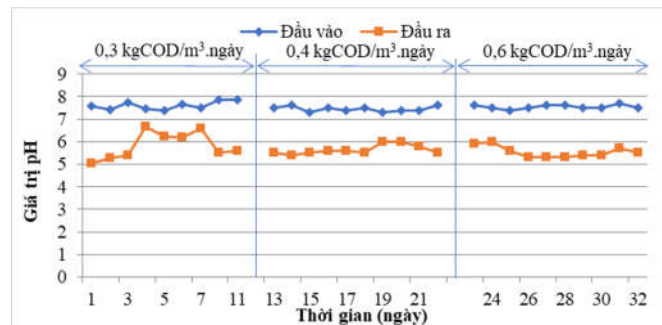
+ Tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày: Nước thải từ thùng chứa được bơm vào mô hình nhờ bơm định lượng với lưu lượng 0,65 l/h; HRT ở bể Oxic là 24h; COD = 320mg/L; pH = 6,5 - 8,5; MLSS = 3000 - 4000mg/L; DO = 2 - 4mg/L.

+ Tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày: Nước thải từ thùng chứa được bơm vào mô hình nhờ bơm định lượng với lưu lượng 1,08l/h; HRT ở bể Oxic là 16h; COD = 320mg/L; pH = 6,5 - 8,5; MLSS = 3000 - 4000mg/L; DO = 2 - 4mg/L.

Các kết quả thu được cụ thể như sau:

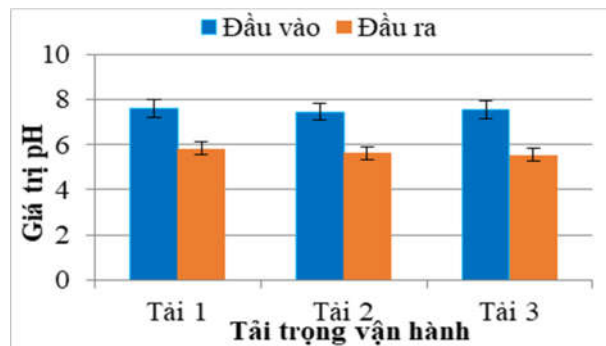
3.3.1. Chỉ số pH

Giá trị pH đầu vào, đầu ra ở các tải trọng vận hành 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày; 0,6kgCOD/m³.ngày được thể hiện trong hình 7.



Hình 7. Giá trị pH theo ngày và trung bình ở 3 tải trọng

Qua hình 7 ta thấy: ở 3 tải trọng giá trị pH đầu vào duy trì trong khoảng 7,371 - 7,852 và cao hơn đầu ra 5,027 - 6,571. Giá trị pH đầu vào dao động do quá trình điều chỉnh pH mẫu đầu vào của nhóm bằng quỳ tím nên độ chính xác không cao. Nguyên nhân làm pH đầu ra thấp hơn đầu vào do quá trình nitrate hóa diễn ra chủ yếu tạo ra H⁺ và một phần do sự phân hủy các chất hữu cơ tạo ra 2 acid humic và fulvic từ đó làm giảm pH của nước thải sau xử lý.



Hình 8. Giá trị pH trung bình ở các tải trọng

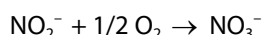
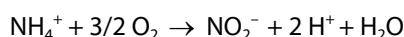
Qua hình 8 ta thấy: giá trị pH trung bình của nước thải đầu vào và đầu ra tương đối ổn định ở 3 tải trọng. Giá trị pH trung bình đầu vào ở tải 0,3kgCOD/m³.ngày là 7,603 ±

0,155, ở tải 0,4kgCOD/m³.ngày là 7,450 ± 0,090 và ở tải 0,6kgCOD/m³.ngày là 7,540 ± 0,068. Mục đích duy trì giá trị pH nước thải đầu vào trong khoảng 7,371 - 7,852 để tạo môi trường thuận lợi cho vi sinh vật thích nghi dễ dàng diễn ra các quá trình chuyển hóa nitơ, cụ thể ở quá trình kỵ khí và thiếu khí thì giá trị pH tăng và ở quá trình hiếu khí thì pH giảm. Giá trị pH trung bình đầu ra ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày là 5,829 ± 0,525, ở tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày là 5,640 ± 0,176 và tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày thì pH là 5,540 ± 0,208. Giá trị pH sau xử lý thay đổi và có chiều hướng thấp hơn so với đầu vào. Trong bể hiếu khí xảy ra đồng thời nhiều phản ứng khác nhau như: oxy hóa amonia, nitrate hóa, khử nitrate trong tế bào vi sinh, tổng hợp tế bào mới và phân hủy chất hữu cơ. Do đó, sau bể hiếu khí, pH của nước thải biến đổi phức tạp.

Giá trị pH đầu ra thấp hơn đầu vào chứng tỏ HCO₃⁻ mất đi hay lượng ion H⁺ sinh ra trong nước thải từ quá trình nitrate hóa và tổng hợp tế bào vi sinh mới lớn hơn so với lượng ion OH⁻ sinh ra từ quá trình khử nitrate tồn tại trong nước thải ở vùng hiếu khí.

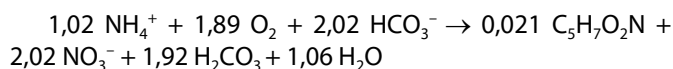
- Các phản ứng làm giảm pH của nước thải:

+ Oxy hóa amonia:



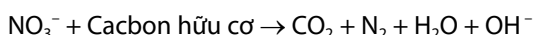
Tổng hợp: $NH_4^+ + 2 O_2 \rightarrow NO_3^- + 2 H^+ + H_2O$

+ Tổng hợp tế bào vi sinh mới:



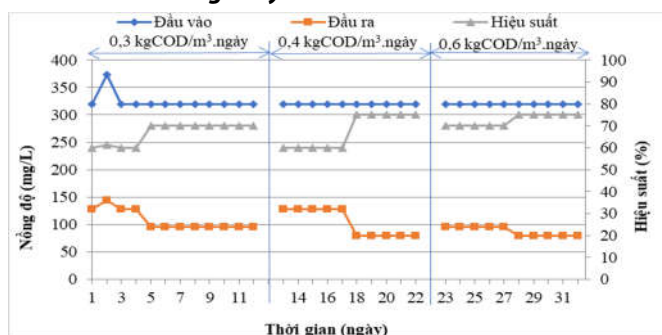
- Các phản ứng làm tăng pH của nước thải:

+ Khử nitrate:



Nhìn chung, giá trị pH đầu ra ở các tải trọng nghiên cứu dao động khoảng 5,540 - 6,684 đạt QCVN 40:2011/BTNMT, cột B - Quy chuẩn kỹ thuật quốc gia về nước thải công nghiệp với giá trị 5,5 - 9.

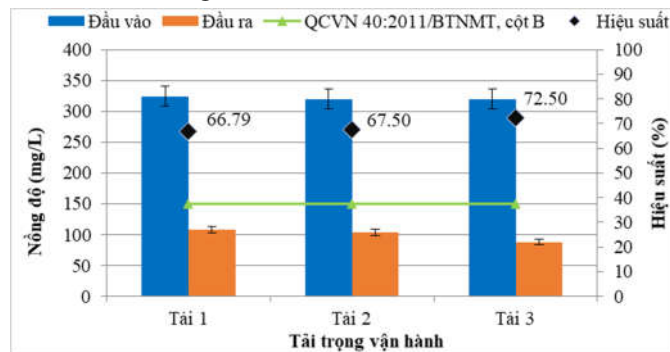
3.3.2. Khả năng xử lý COD



Hình 9. Giá trị nồng độ COD vào, ra theo ngày và hiệu suất xử lý COD ở các tải trọng

Qua hình 9 ta thấy: chỉ có ngày thứ 2 của tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày có giá trị COD là 373,333mg/L do việc thay đổi hóa chất trong quá trình pha nước thải tổng hợp của nhóm. Từ ngày thứ 2 cho đến khi khảo sát hết 3 tải

trọng thì giá trị COD đầu vào luôn giữ nguyên ở mức 320mg/L do nhóm đã tiến hành khảo sát và cố định giá trị COD đầu vào. Giá trị COD đầu ra ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày và tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày giảm và ổn định ở những ngày cuối của mỗi tải vì ở những ngày cuối thì vi sinh đã dần thích nghi được với nồng độ chất hữu cơ. Tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày có nồng độ COD đầu ra dao động trong khoảng 96 - 144mg/L. Ở tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày có nồng độ COD đầu ra dao động trong khoảng 80 - 128mg/L. Ở tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày nồng độ COD đầu ra nằm trong khoảng 80 - 96mg/L. Nồng độ COD đầu ra giữa các tải trọng không có sự chênh lệch nhiều vì sự thay đổi lưu lượng nước thải đầu vào của mô hình chênh lệch không quá lớn nên vi sinh vật vẫn hoạt động ổn định.



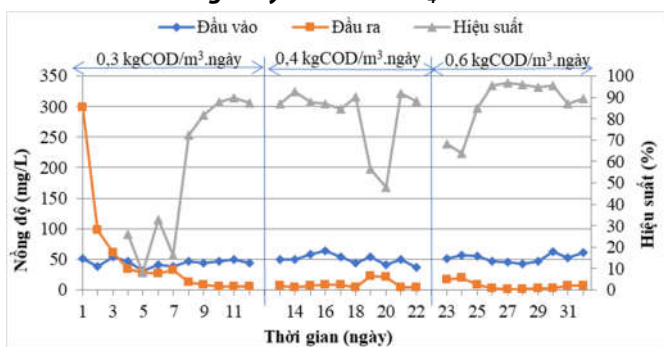
Hình 10. Giá trị nồng độ COD trung bình vào, ra và hiệu suất xử lý COD ở các tải trọng

Qua hình 10, ta thấy hiệu quả trung bình xử lý COD ở tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày cao nhất với hiệu suất xử lý là 72,50% và hiệu quả trung bình xử lý COD ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày thấp nhất với hiệu suất xử lý là 66,79%.

Ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày là tải thích nghi và cũng là tải trọng khảo sát đầu tiên nên vi sinh hoạt động chưa thật sự ổn định vì chưa thích nghi với nồng độ COD nên hiệu suất xử lý không cao nhưng từ ngày thứ 4 đến hết thời gian khảo sát tải này thì vi sinh đã ổn định hơn nhưng vì không có nhiều thời gian khảo sát nên nhóm đã tăng tải khi nồng độ COD ổn định hơn 3 ngày. Đến tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày vì đây là tải trọng trung gian ở giữa nên vi sinh cần nhiều thời gian hơn để thích nghi sau khi tăng tải nên đến ngày thứ 6 của tải này, vi sinh mới hoạt động ổn định và giữ nguyên nồng độ COD đầu ra. Ở tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày hiệu quả xử lý COD cao nhất vì nhóm đã tiến hành khảo sát và cố định nồng độ COD đầu vào đồng thời thì lưu lượng nước thải đầu vào của 3 tải trọng khảo sát chênh lệch không nhiều nên vi sinh đã thích nghi dần với nồng độ chất hữu cơ ngay từ tải 0,3kgCOD/m³.ngày. Điều này chứng tỏ rằng vi sinh vật trong bể hiếu khí ít bị ảnh hưởng bởi sự thay đổi tải trọng và sự lựa chọn công nghệ A/O để xử lý COD trong nước thải là hoàn toàn hợp lý vì nó tiết kiệm được diện tích và chi phí xây dựng sẽ giảm so với các công trình khác.

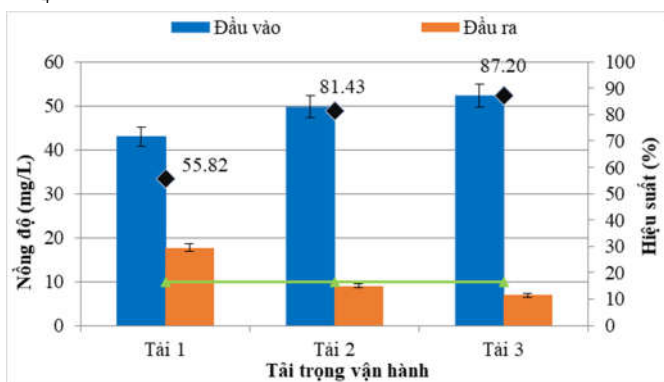
Với giá trị như trên, ta thấy hiệu quả xử lý COD tương đối ổn định và đáp ứng được tiêu chuẩn xả thải QCVN 40:2011/BTNMT, cột B.

3.3.3. Khả năng chuyển hóa N-NH₄⁺



Hình 11. Nồng độ N-NH₄⁺ vào, ra và hiệu suất chuyển hóa N-NH₄⁺ ở các tải trọng

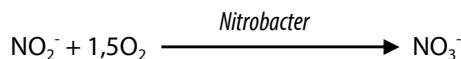
Qua hình 11 ta thấy giá trị N-NH₄⁺ đầu vào dao động không nhiều do nhóm nghiên cứu đã cố định nồng độ của nước thải đầu vào và giá trị N-NH₄⁺ đầu ra giảm dần khi tăng tải trọng. Tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày có giá trị đầu vào khoảng 31,230 - 54,537mg/L; tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày và 0,6kgCOD/m³.ngày có giá trị đầu vào lần lượt là 36,565 - 57,955mg/L và 42,107 - 62,616mg/L. Giá trị N-NH₄⁺ đầu ra giảm so với đầu vào do diễn ra quá trình nitrate hoá chuyển N-NH₄⁺ thành N-NO₃⁻ từ đó làm giảm N-NH₄⁺ ở đầu ra.



Hình 12. Nồng độ N-NH₄⁺ trung bình vào, ra và hiệu suất xử lý các tải trọng

Qua hình 12 ta thấy hiệu suất xử lý N-NH₄⁺ lần lượt ở 3 tải trọng: 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày; 0,6kgCOD/m³.ngày là 55,82%; 81,43% và 87,20%. Có thể thấy hiệu suất xử lý cao nhất là tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày do những nguyên nhân sau: điều kiện nhiệt độ của môi trường, pH, độ kiềm, nguồn carbon vô cơ,... từ nước thải và cũng như giá trị COD ở tải trọng này vi sinh đã tương đối thích nghi từ khoảng thời gian khảo sát ở 2 tải trọng trước. Nồng độ N-NH₄⁺ giảm có thể được giải thích là do N-NH₄⁺ bị oxy hóa thành nitrite và nitrate, một phần bị bay hơi và một phần N-NH₄⁺ được tổng hợp trong các mô tế bào được gây ra bởi toàn bộ quá trình oxy hóa và phản ứng tổng hợp.

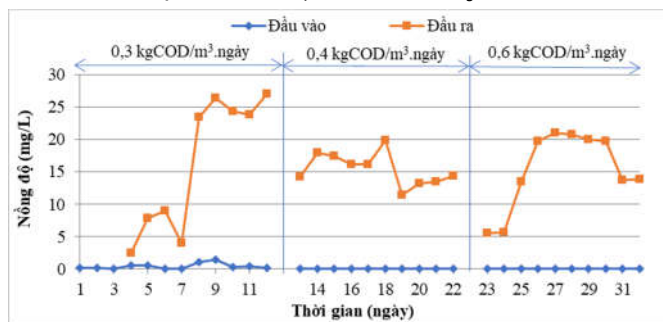
Quá trình này được thực hiện bởi vi khuẩn *Nitrosomonas* và *Nitrobacter*, sau đó là vi khuẩn *Pseudomonas*. Các loài vi khuẩn này chuyển hóa amon thành acide nitrate qua hai giai đoạn:



Ngoài ra, NH₄⁺ còn được hấp thụ một phần bởi sinh vật.

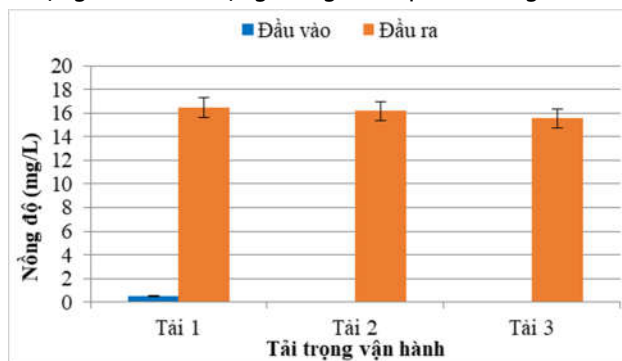
So sánh các giá trị đầu ra ở các tải trọng thì N-NH₄⁺ ở tải trọng 0,4kgCOD/m³.ngày (9,043 ± 5,270mg/L) và tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày (6,897 ± 4,879mg/L) đạt QCVN 40:2011/BTNMT, cột B.

Xét thêm quá trình chuyển hóa N-NO₃⁻ ở hình 13 và 14.



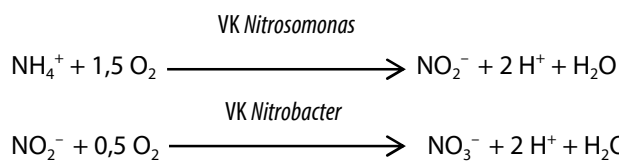
Hình 13. Nồng độ N-NO₃⁻ vào, ra và hiệu suất chuyển hóa ở 3 tải trọng

Giá trị N-NO₃⁻ đầu vào ở các tải trọng rất thấp hoặc không hiện diện do nước thải đầu vào có hàm lượng oxy hòa tan thấp dẫn đến nồng độ N-NO₃⁻ nhỏ và gần bằng không. Giá trị N-NO₃⁻ đầu ra tăng so với đầu vào do diễn ra các quá trình nitrate hoá nhờ vào vi sinh vật chuyển hóa nitrate (N-NO₂⁻ → N-NO₃⁻) xảy ra trong bể hiếu khí từ đó làm tăng giá trị N-NO₃⁻ đầu ra. Quá trình chuyển hóa N-NO₃⁻ giữa các ngày trong cùng một tải trọng hay giữa các tải trọng luôn biến động trong suốt quá trình nghiên cứu.



Hình 14. Nồng độ N-NO₃⁻ trung bình vào, ra và hiệu suất chuyển hóa ở 3 tải trọng

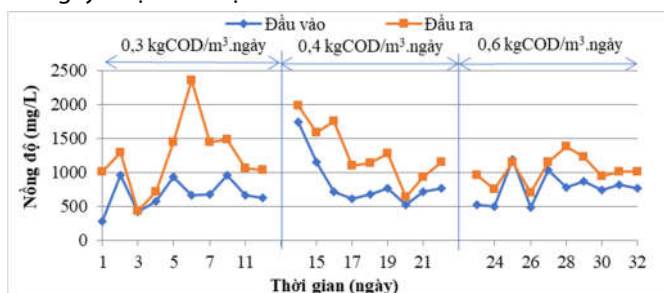
Giá trị N-NO₃⁻ trung bình đầu vào dao động trong khoảng 0,000 - 0,589mg/L. Giá trị nồng độ N-NO₃⁻ đầu ra của các tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày; 0,6kgCOD/m³.ngày lần lượt là 16,470 ± 9,478mg/L; 15,451 ± 2,073mg/L; 15,333 ± 4,904mg/L. Ở tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày ta thấy nồng độ N-NO₃⁻ đầu ra thấp hơn so với hai tải trọng còn lại.



Giá trị $N-NO_3^-$ đầu ra ở các tải trọng cao có thể do quá trình khử nitrate ở bề thiếu khí xảy ra không hiệu quả do không thể kiểm soát chính xác được nồng độ DO trong bể thiếu khí và hiếu khí. Mặt khác, theo một số nghiên cứu cho thấy cả vi khuẩn *Nitrosomonas* lẫn vi khuẩn *Nitrobacter* đều bị ức chế bởi amonia, tuy nhiên vi khuẩn *Nitrosomonas* (chuyển $NH_4^+ \rightarrow NO_2^-$) ít bị nhạy cảm bởi amonia hơn so với vi khuẩn *Nitrobacter* (chuyển $NO_2^- \rightarrow NO_3^-$) và tốc độ tăng trưởng của vi khuẩn *Nitrosomonas* thấp hơn vi khuẩn *Nitrobacter* nên đối với loại nước thải có nồng độ amonia lớn và pH cao thì nồng độ $N-NO_3^-$ tích lũy cao hơn.

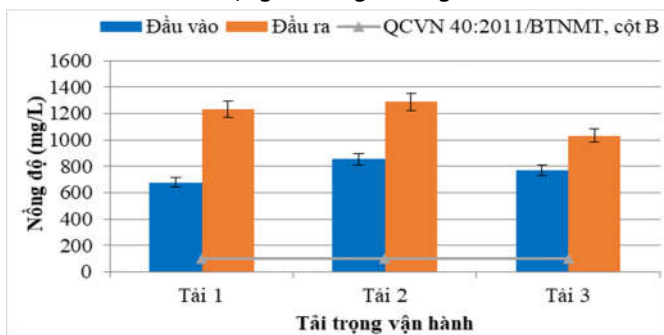
3.3.4. Giá trị SS

Hàm lượng SS theo thời gian ở 3 tải trọng vận hành 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày và 0,6kgCOD/m³.ngày được thể hiện ở hình 15.



Hình 15. Giá trị SS ở 3 tải trọng

Nồng độ SS đầu ra cao hơn đầu vào. Nồng độ SS đầu vào dao động không lớn, nguyên nhân là do trong quá trình nghiên cứu nhóm đã tiến hành xử lý cặn và loại bỏ cặn sơ bộ ban đầu để tránh ảnh hưởng đến bơm và tắt nghẽn hệ thống van điều khiển. Bên cạnh đó, thời gian tháo bùn được tiến hành sau 14 - 16g dẫn đến bùn trong bể lắng bị phân hủy làm tăng hàm lượng SS ở đầu ra ở bể lắng. Đây cũng là nguyên nhân làm cho hàm lượng SS trong bể lắng đầu ra cao.



Hình 16. Giá trị SS trung bình ở 3 tải trọng

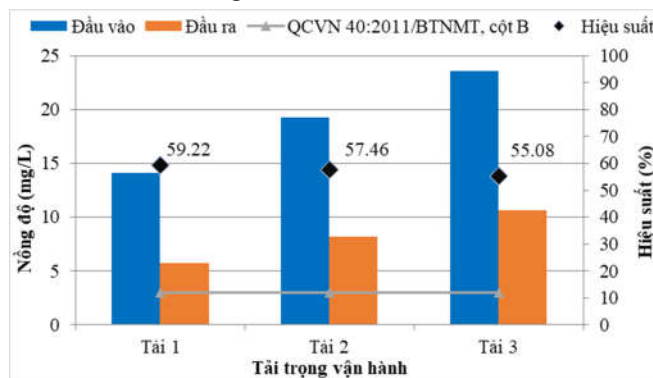
Như vậy, nồng độ SS ở tải trọng 3 là thấp nhất 1032,35mg/L. Các chất lơ lửng là môi trường để vi sinh sống và phát triển thành bùn hoạt tính. Sau khi qua bể hiếu khí, bùn và nước thải chảy vào bể lắng. Sinh khối lắng xuống đáy bể lắng nhờ quá trình lắng trọng lực. Hàm lượng SS được loại bỏ thông qua quá trình lắng và được xử lý một phần thông qua sự phân hủy sinh học nhờ hệ vi sinh của bùn hoạt tính.

Theo QCVN 40:2011/BTNMT, cột B quy chuẩn kỹ thuật quốc gia về nước thải công nghiệp, hàm lượng SS đầu ra ở cả 3 tải trọng đều nằm ngoài giá trị cột B là 100mg/L. Vì

hàm lượng kẽm trong hệ thống khá cao gây nên sự phân tán của vi sinh vật, đồng thời quá trình hấp thu kẽm từ vi sinh vật có trong bùn hoạt tính tạo nên những cặn lơ lửng.

3.3.5. Khả năng chuyển hóa Zn

Giá trị Zn ở 3 tải trọng vận hành 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày và 0,6kgCOD/m³.ngày được nhóm gửi mẫu tại Trung tâm Tư vấn Công nghệ Môi trường và An toàn vệ sinh lao động COSHET thể hiện ở hình 17.



Hình 17. Hiệu suất xử lý Zn trung bình ở 3 tải trọng

Hiệu quả xử lý Zn qua 3 tải trọng giảm trên 50% và đạt QCVV 40:2011/BTNMT, cột B, cụ thể: Hiệu suất xử lý Zn lần lượt ở 3 tải trọng: 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày; 0,6kgCOD/m³.ngày là 59,22% (với hàm lượng kẽm đầu vào là 14,1mg/L); 57,46% (với hàm lượng kẽm đầu vào là 19,3mg/L) và 55,08% (với hàm lượng kẽm đầu vào là 23,6mg/L). Ở tải trọng 3 mặc dù hiệu suất thấp hơn 2 tải trọng 1 và 2 nhưng nồng độ Zn ban đầu cao hơn nhiều so với 2 tải trọng còn lại.

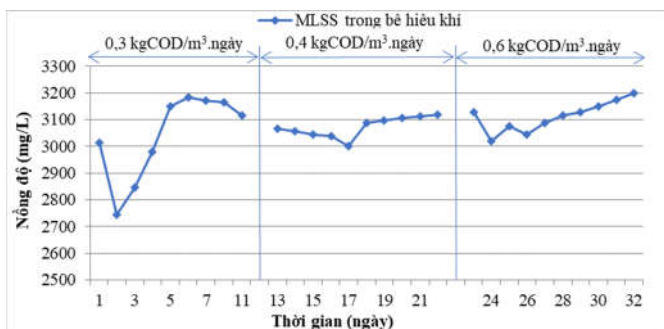
Như vậy, có thể khẳng định mô hình có khả năng xử lý được Zn. Điều này có thể lý giải theo M. Gavrilescu [5] là do trong quá trình phát triển, vi sinh sẽ dùng các chất hữu cơ làm thức ăn, sử dụng NH_4^+ hoặc NO_3^- và PO_4^{3+} vào xây dựng tế bào, đồng thời hấp thu các ion kim loại. Đồng thời với sự phát triển của vi sinh vật trong môi trường nước, ta còn thấy tảo cũng phát triển. Vi khuẩn hiếu khí dị dưỡng và tảo là những sinh vật hội sinh và quan hệ này làm cho hai phía đều có lợi và điều đặc biệt quan trọng là tảo phát triển cũng hấp thu kim loại đáng kể. Các loại vi sinh vật: vi khuẩn *Actinomyces*, vi khuẩn *Bacillus sp.* hay hỗn hợp vi khuẩn.

Quá trình hấp thu các ion kim loại nặng có thể chia thành các giai đoạn sau:

- Giai đoạn 1: tích tụ các kim loại nặng và sinh khối, làm giảm nồng độ các kim loại này có ở trong nước.
- Giai đoạn 2: sau quá trình phát triển ở mức tối đa sinh khối, vi sinh vật thường lắng xuống đáy bùn hoặc kết thành mảng nổi trên bề mặt và cần phải lọc hoặc thu sinh khối ra khỏi môi trường nước. Do vậy ở giai đoạn 2 sẽ làm cho SS đầu ra của mô hình tăng hơn so với đầu vào.

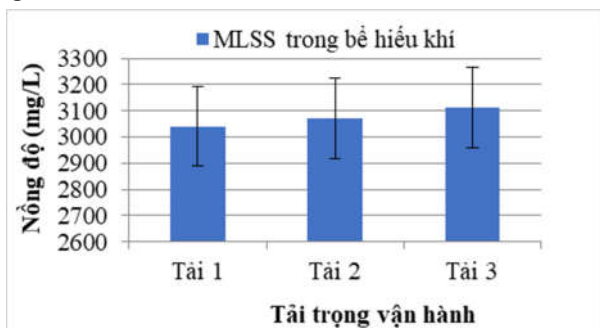
3.3.6. Chỉ số MLSS

Hàm lượng MLSS trong bể hiếu khí ở 3 tải trọng vận hành 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày và 0,6kgCOD/m³.ngày được thể hiện ở hình 17.



Hình 18. Chỉ số MLSS ở 3 tải trọng

Nhìn chung hàm lượng MLSS có xu hướng tăng dần theo các tải nghiên cứu. Trong 4 ngày đầu ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày, vi sinh đang dần thích nghi với nồng độ nước thải đầu vào vì thế có sự dao động về hàm lượng MLSS. Từ ngày thứ 4 ở tải này trở đi, hàm lượng MLSS đã tăng dần và có sự ổn định.



Hình 19. Chỉ số MLSS trung bình ở 3 tải trọng

Hàm lượng MLSS trong bể hiếu khí được nhóm duy trì trong khoảng từ 3000 - 4000mg/L bằng cách tuần hoàn bùn từ bể lắng về bể thiếu khí đồng thời xả bớt bùn dư ở đáy của bể lắng. Dựa vào hình 18, ta thấy hàm lượng MLSS trung bình có xu hướng tăng dần. Ở tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày, hàm lượng MLSS thấp do đây đồng thời là tải thích nghi nên vi sinh cần thời gian để có thể thích nghi với nồng độ nước thải theo tác giả Trịnh Xuân Lai [6] cho thấy nồng độ COD giảm thì hàm lượng MLSS tăng dần. Hàm lượng MLSS tăng dần qua từng tải trọng do nồng độ DO trung bình duy trì trong bể nằm trong khoảng cho phép tạo điều kiện cho các vi sinh vật trong bùn hoạt tính sau giai đoạn thích nghi sẽ tăng nhanh về số lượng và phát triển mạnh sinh khối. Ở tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày, hàm lượng MLSS trung bình cao nhất do vi sinh sau khi thích nghi được với nồng độ nước thải đầu vào sẽ sử dụng cơ chất để phát triển và tăng sinh khối. Hàm lượng MLSS trung bình tăng dần vì thế hiệu quả xử lý COD và N-NH₄⁺ cũng tăng dần với hiệu suất cao nhất ở tải trọng 0,6kgCOD/m³.ngày.

4. KẾT LUẬN

Đã tiến hành đánh giá được hiệu quả xử lý của việc dùng mô hình A/O để xử lý kết hợp nước thải xi mạ kẽm và nước thải sinh hoạt. Cụ thể: Với nước thải nghiên cứu thì nên sử dụng tỷ lệ pha nước thải 2SH:1XM với thời gian lưu nước là 32h. Nhóm nghiên cứu đã vận hành mô hình thí

nghiệm với 3 tải trọng 0,3kgCOD/m³.ngày; 0,4kgCOD/m³.ngày; 0,6kgCOD/m³.ngày. Kết quả cho thấy tải trọng hữu cơ có hiệu quả xử lý cao nhất trong tất cả quá trình nghiên cứu là 0,6kgCOD/m³.ngày kết quả đầu ra ở tải trọng này đều đạt QCVN 40:2011/BTNMT, cột B với các giá trị hiệu suất xử lý trung bình tương ứng như: 72,5% COD; 87,2% N-NH₄⁺; 55,2% Zn với lượng kẽm ban đầu trong nước thải là 23,6mg/L. Những kết quả này đều phù hợp với các nghiên cứu trước đó có liên quan tới áp dụng phương pháp sinh học để xử lý kết hợp nước thải xi mạ và nước thải sinh hoạt.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

[1]. Rajesh Kumar Sani, Brent M. Peyton, Laura T. Brown, 2001. *Copper-induced inhibition of growth of desulfovibrio desulfuricans G20: Assessment of its toxicity and correlation with those of zinc and lead.* Appl. Environ. Microbiol, 67(10), 4765-4772.

[2]. Sofia A. Cavaco, Sandra Fernandes, Margarida M. Quina, Licinio M. Ferreira, 2007. *Removal of chromium from electroplating industry effluents by ion exchange resins.* Journal of Hazardous Materials, 144, 634-638.

[3]. Bo Liu, Dongdong Yan, Qi Wang, Song Li, Shaogui Yang, Wenfei Wu, 2009. *Feasibility of two-stage biological aerated filter for depth processing of electroplating-wastewater.* Bioresource Technology, 100, 3891-3896.

[4]. Xinmei Yan, Chuyan Zhu, Bin Huang, Qun Yan, Guangsheng Zhang, 2018. *Enhanced nitrogen removal from electroplating tail wastewater through two-staged anoxic-oxic (A/O) process.* Bioresource Technology, 247, 157-164.

[5]. Maria Gavrilescu, 2004. *Remove of heavy metals from environment by biosorption.* Engineering in life sciences, 4(3), 219-232.

[6]. Trinh Xuan Lai, 2017. *Xu ly nuoc thai sinh hoat va cong nghiep theo cong nghe O/A, tinh toan thiet ke.* Construction Publishing House, Hanoi.

AUTHORS INFORMAIION

Tran Duc Thao, Pham Minh Tuan

Faculty of Environment - Natural Resources and Climate Change, Ho Chi Minh City University of Food Industry