

## Investigating the Performance of Up-flow Anaerobic Sludge Blanket Reactor in Textile Dyeing Wastewater Treatment

Alireza Vanaki<sup>1</sup>, Elham Abdollahzadeh Sharghi<sup>1</sup>, Babak Boanakdarpour<sup>2</sup>, Mona Shariati<sup>2</sup>

1- Energy Department, Materials and Energy Research Center, Karaj, Iran, P. O. Box: 31787-316.

2- Department of Chemical Engineering, Amirkabir University of Technology, Tehran, Iran, P. O. Box: 15875-4413..

### ARTICLE INFO

Article history:

Received: 04- 04- 2023

Accepted: 24 -07 -2023

Available online: 13 -11-2023

Print ISSN: 2251-7278

Online ISSN: 2383-2223

DOR: 20.1001.1.22517278.1402.13.3.4.0

### Keywords:

Up-flow anaerobic sludge blanket reactor

Dyeing wastewater

Anaerobic digestion

Decolorization mechanism

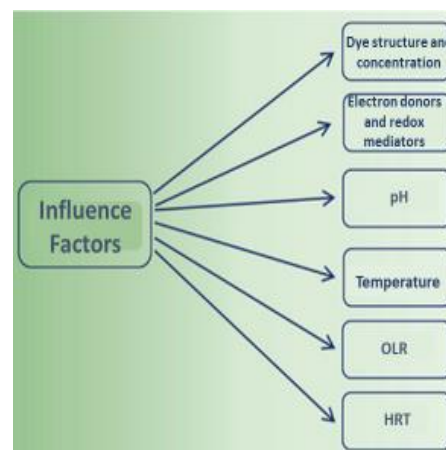
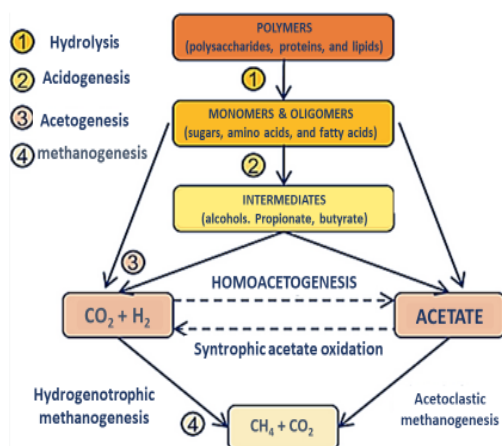
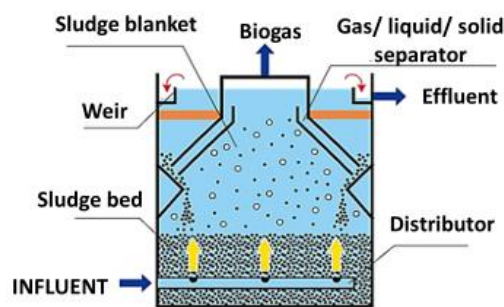
Organic loading rate

Hydraulic retention time

Dye concentration

### ABSTRACT

Textile and dyeing industries have made significant progress in recent years, and a large amount of dyes are consumed by these industries. The poor stabilization of dyes leads to the entry of large amounts of them into wastewater. Between different processes for dyeing wastewater treatment, anaerobic treatment is considered an efficient method. Among the anaerobic processes, upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) is very popular due to its high efficiency in removing dyes, chemical oxygen demand, and other pollutants in textile wastewater, as well as the ability to combine with other textile wastewater treatment methods to improve the quality of the effluent. This study investigates the performance of UASB reactor in dyeing wastewater treatment, dye removal mechanism, and operational parameters. Then, a review of the studies conducted in this field is conducted. Finally, the challenges and prospects ahead are stated. The results and achievements of UASB systems presented in this study can provide new insights into improving UASB performance in dye wastewater treatment with an environmental perspective.



Corresponding author: [E.abdollahzadeh@merc.ac.ir](mailto:E.abdollahzadeh@merc.ac.ir)



This work is licensed under a Creative Commons Attribution 4.0 International License



## بررسی عملکرد راکتور بستر لجن بی‌هوازی با جریان روبه‌بالا در تصفیه فاضلاب رنگرزی پارچه

علیرضا ونکی<sup>۱</sup>، الهام عبداله‌زاده شرقی<sup>۲\*</sup>، بابک بنکدارپور<sup>۳</sup>، منا شریعتی<sup>۴</sup>

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد، پژوهشکده انرژی، پژوهشگاه مواد و انرژی، کرج، ایران، صندوق پستی: ۳۱۶-۳۱۷۸۷.

۲- دانشیار، پژوهشکده انرژی، پژوهشگاه مواد و انرژی، کرج، ایران، صندوق پستی: ۳۱۶-۳۱۷۸۷.

۳- استاد، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، تهران، ایران، صندوق پستی: ۴۴۱۳-۱۵۸۷۵.

۴- دانشجوی کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، تهران، ایران، صندوق پستی: ۴۴۱۳-۱۵۸۷۵.

### چکیده

صنایع نساجی و رنگرزی طی سال‌های اخیر پیشرفت چشمگیری داشته است و سالیانه مقدار زیادی مواد رنگزا توسط این صنایع مصرف می‌شود. تثبیت ضعیف مواد رنگزا، باعث ورود مقادیر زیادی از آن‌ها به فاضلاب می‌شود. در میان فرآیندهای مختلف برای تصفیه فاضلاب رنگرزی، تصفیه بی‌هوازی روشی کارآمد به شمار می‌رود. از بین فرآیندهای بی‌هوازی، راکتور بستر لجن بی‌هوازی با جریان روبه‌بالا (UASB)، به دلیل بازده بالا در حذف مواد رنگزا، میزان اکسیژن‌خواهی شیمیایی و سایر آلاینده‌ها در فاضلاب نساجی همچنین قابلیت ترکیب‌شدن با سایر روش‌های تصفیه فاضلاب نساجی در جهت افزایش کیفیت پساب خروجی محبوبیت بالایی دارد. در این مطالعه به بررسی عملکرد این راکتور در تصفیه فاضلاب رنگرزی، سازوکار حذف مواد رنگزا و پارامترهای عملیاتی مؤثر جهت افزایش بازده سیستم پرداخته شده است، سپس مروری بر مطالعات انجام شده در این زمینه صورت گرفته است. در نهایت چالش‌ها و چشم‌اندازهای پیش‌رو بیان گردید. نتایج و دستاوردهای موجود در سیستم‌های UASB نشان داده شده در تحقیق حاضر می‌تواند نگرش‌های جدیدی در مورد بهبود عملکرد UASB در تصفیه فاضلاب رنگرزی با نگرش زیست‌محیطی ارائه دهد.

### اطلاعات مقاله

تاریخچه مقاله:

تاریخ دریافت: ۱۴۰۲/۰۱/۱۵

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۲/۰۵/۰۲

در دسترس به صورت الکترونیکی: ۱۴۰۲/۰۸/۲۲

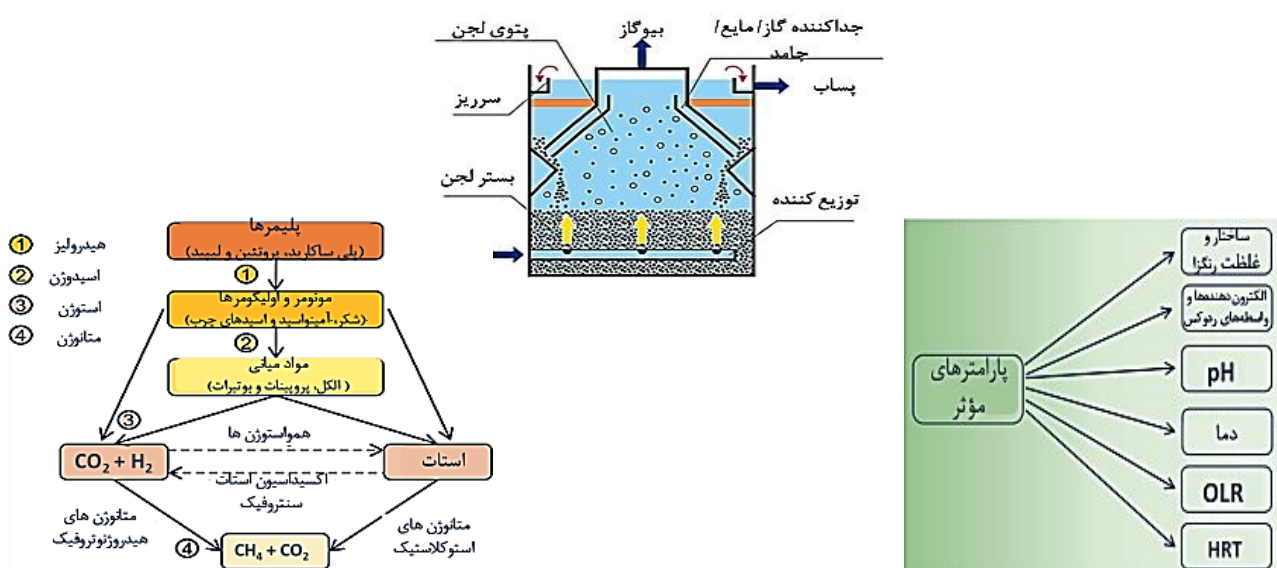
شاپا چاپی: ۲۲۵۱-۲۲۷۸

شاپا الکترونیکی: ۲۲۲۳-۲۳۸۳

DOR: 20.1001.1.22517278.1402.13.3.4.0

### واژه‌های کلیدی:

راکتور بستر لجن بی‌هوازی با جریان روبه‌بالا  
فاضلاب رنگرزی  
هضم بی‌هوازی  
مکانیزم رنگبری  
نرخ بارگذاری آلی  
زمان ماند هیدرولیکی  
غلظت ماده رنگزا



Corresponding author: E.abdollahzadeh@merc.ac.ir



## ۱- مقدمه

صنعت نساجی یکی از مهم‌ترین و تاثیرگذارترین بخش اقتصادی دنیا در چند دهه اخیر است. بررسی‌ها نشان از اهمیت و رشد آن در سراسر دنیا می‌دهد. افزایش تقاضا و توسعه صنعت نساجی موجب افزایش تولید فاضلاب‌های مربوط به کارخانه‌های نساجی شده است (۱، ۲). فاضلاب‌های نساجی و رنگرزی یکی از تهدیدات مهم محیط‌زیست، به واسطه‌ی داشتن مواد رنگزای سمی است. این پساب‌ها علاوه بر داشتن مواد رنگزا، حاوی ترکیبات شیمیایی، مواد فعال سطح، اکسیدکننده‌ها و نمک‌های آلی نیز است. علاوه بر آن به دلیل وجود مواد شیمیایی و مواد غیر قابل تجزیه، این پساب‌ها پتانسیل سرطان‌زایی، جهش ژنتیکی و سمیت بالایی دارند (۳). صنایع نساجی حدود ۵۰ درصد از کل رنگ‌های تولیدی را استفاده می‌کنند (۳). این صنایع حجم آب و مواد شیمیایی زیادی را مصرف کرده به طوری که سالانه هفتصد هزار تن مواد رنگزا در این صنایع استفاده می‌شود. حدود ۱۵ درصد از این مواد رنگزا به دلیل تثبیت ناقص در مرحله‌ی رنگرزی به محیط تخلیه می‌شود (۴). از این رو یکی از منابع آلوده کننده آب در نظر گرفته می‌شود (۳). مواد رنگزای تجاری را معمولاً از نظر ساختار شیمیایی، ماهیت شیمیایی این مواد و کاربرد آنها دسته بندی می‌کنند. همچنین مواد رنگزا را نیز بر اساس انحلال بار ذرات در محیط آبی مانند رنگزاهای کاتیونی، آنیونی و غیر یونی نیز طبقه‌بندی می‌کنند (۵). بیشتر مواد رنگزای مورد استفاده در صنایع نساجی، آرایشی و چاپ و کاغذ، مواد رنگزای آزو می‌باشند که سهم ۷۰ درصدی در این صنایع دارند (۶). مواد رنگزای آزو به دلیل پایداری شیمیایی، مقاوم در برابر تخریب هوازی هستند (۷). با توجه به تعداد زیاد صنایع نساجی و مقادیر زیاد پساب‌های حاوی رنگ، روش‌های مدیریتی مناسب و موثر به منظور جلوگیری از آلودگی اکوسیستم‌ها و افزایش پایداری ضروری است. با این حال، وجود سایر ترکیبات معدنی و آلی، سمیت آنها و همچنین سطوح تخلیه محیطی مربوطه، باید در انتخاب مناسب‌ترین روش تصفیه در نظر گرفته شود (۸). با توجه به مطالب گفته شده، پیدا شدن روشی مناسب برای تصفیه فاضلاب‌های رنگرزی اهمیت بسیاری پیدا کرده است (۹). فرآیندهای فیزیکی‌شیمیایی همانند انعقاد و لخته‌سازی شیمیایی، جذب، الکترولیز، اکسیداسیون پیشرفته و تکنولوژی‌های غشایی روشی مناسب برای حذف ترکیبات رنگی به شمار می‌روند، اما هزینه‌های جانبی آن‌ها در مقیاس بزرگ، نیاز به مقادیر بالای مواد شیمیایی و تولید لجن زیاد باعث محدودیت استفاده از آن‌ها شده است. فرآیندهای زیستی هوازی و بی‌هوازی دوست‌دار محیط‌زیست بوده و از نظر عملیاتی ساده و مقرون‌به‌صرفه اقتصادی می‌باشند. فرآیند زیستی بی‌هوازی از جمله راکتورهای راکتور بستر لجن

بی‌هوازی با جریان روبه‌بالا (UASB)<sup>۱</sup> به دلیل مزایای متعدد مانند تولید لجن اندک و نیاز به انرژی کم، روشی مطمئن و مقرون‌به‌صرفه در تصفیه پساب رنگی است. همچنین در طول متابولیسم بی‌هوازی، گاز زیستی به عنوان یک منبع انرژی تجدیدپذیر نیز تولید می‌شود که می‌توان از توان حرارتی آن برای تولید برق استفاده کرد. در میان راکتورهای زیستی بی‌هوازی، راکتور UASB برای تصفیه‌ی پساب‌های صنعتی توسعه یافته است. این راکتورها برای فاضلاب با بار آلی بالا در مقیاس بزرگ و کوچک مورد استفاده قرار می‌گیرند. طبق مطالعات انجام شده بازده حذف رنگزا و میزان اکسیژن‌خواهی شیمیایی (COD)<sup>۲</sup> در راکتور UASB به ترتیب برابر ۹۶-۷۵ و ۸۵-۶۰ درصد می‌باشد (۱۰، ۳). حسین<sup>۳</sup> و همکارانش به مقایسه بین روش فنتون و زیستی در تصفیه فاضلاب نساجی پرداختند که در این مطالعه روش زیستی حذف COD بالاتری نسبت به روش فنتون داشت. نتایج این مطالعه نشان می‌دهد که اگرچه فرآیند زیستی زمان‌بر است، اما روشی سازگار با محیط زیست و مقرون‌به‌صرفه محسوب می‌شود (۱۱). این مقاله به بررسی روش‌های تصفیه فاضلاب رنگرزی، سازوکارهای تصفیه بی‌هوازی مواد رنگزا، هضم بی‌هوازی، مراحل آن و مزایا و معایب فرآیند هضم بی‌هوازی خواهد پرداخت. همچنین ارزیابی جامع بر روی راکتور UASB و عملکرد آن در تصفیه فاضلاب رنگرزی خواهد داشت. برای درک بهتر موضوع، مطالعات انجام شده بر روی راکتور UASB و سیستم‌های ترکیبی مورد بررسی قرار خواهد گرفت تا اثر مشخصه‌های عملیاتی بر روی بازده سیستم مشخص و مقادیر بهینه انتخاب شود. در ادامه به بررسی چالش‌ها و چشم اندازهای آینده پرداخته شده است.

## ۲- روش‌های تصفیه فاضلاب رنگرزی

برای تصفیه فاضلاب‌های نساجی و رنگرزی از فرآیندهای فیزیکی‌شیمیایی، زیستی و اکسیداسیون پیشرفته استفاده می‌شود (۳). فناوری‌های مرسوم روش‌های فیزیکی‌شیمیایی؛ انعقاد و لخته‌سازی، رسوب، اکسیداسیون پیشرفته، جذب، الکترولیز و فرآیندهای غشایی می‌باشد (۱۰، ۳). اما این فرآیندها در مقیاس بزرگ مقرون‌به‌صرفه نبوده و مصرف انرژی بالا و نیاز به سرمایه‌گذاری زیاد دارند (۳). فرآیندهای لخته‌سازی با آهک، آلوم، پلی‌الکترولیت و نمک‌های آهنی مقدار زیادی لجن تولید می‌کنند. روش‌های پیشرفته مانند اکسیداسیون فوتوشیمیایی مواد رنگزا با استفاده از اشعه ماورا بنفش نیز مقرون‌به‌صرفه نیست. در جدول ۱ مزایا و معایب استفاده از روش‌های فیزیکی و شیمیایی آورده شده است (۱۲).

<sup>۱</sup> Upflow anaerobic sludge blanket

<sup>۲</sup> Chemical oxygen demand

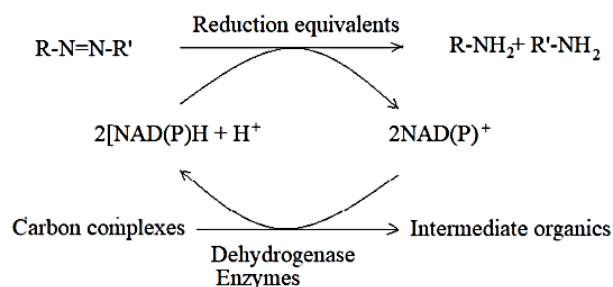
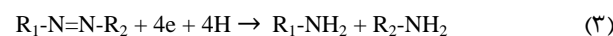
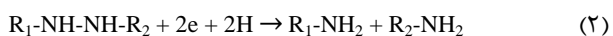
<sup>۳</sup> Hossein

جدول ۱: مزایا و معایب برخی از روش‌های فیزیکیوشیمیایی (۱۲).

Table 1: Advantages and disadvantages of some physicochemical methods (12).

| Methods                      | Advantages   | Disadvantages   |
|------------------------------|--|---|
| Coagulation and flocculation | An economic process  | Dependence of removal efficiency on pH, Production of large quantities of sludge and the possibility of not removing dyes with high solubility in water |
| Adsorption                   | The ability to remove a wide range of colors   | Dependence of removal efficiency on pH and expensive process  |
| Membrane filtration          | Ability to remove all dyes   | Production of thick sludge and high cost of membrane replacement  |
| Chemical oxidation           | Accelerating the cleavage of azo bonds   | Thermodynamic and kinetic limitations, creation of aromatic amines and secondary pollutants   |
| Fenton                       | Ability to properly remove soluble and insoluble dyes  | Dependence of removal efficiency on pH, high sludge production and long time required for the process   |
| electrochemical              | High ability to remove soluble and insoluble dyes, proper reduction of output COD, no effect of salt in the influent on the process. | High sludge production and secondary pollution  |
| UV and ozone                 | Gas process, high ability to remove most of the dyes, short reaction time and no sludge production                                   | Dependence of removal efficiency on pH, low COD removal efficiency, high operating cost and the possibility of creating turbidity in the effluent       |

تجزیه کاهشی مواد رنگزای آزو می‌باشند و معمولاً ترکیبات آلی بی‌رنگ با ساختار آروماتیک یا هتروسیکلیک<sup>۳</sup> می‌باشند. در شرایط هوازی واکنش اولیه پس از جایگزینی حلقه‌های آروماتیک با هیدروکسیل‌ها رخ داده که توسط هیدروکسیلازها<sup>۴</sup> و اکسیژنازها<sup>۵</sup> کاتالیز می‌شود اما در شرایط بی‌هوازی این فرآیند از طریق کاهش حلقه‌های آروماتیک و از طریق واکنش‌هایی مانند کربوکسیله کردن کاهشی و دهیدروکسیلاسیون<sup>۶</sup> اتفاق می‌افتد (۱۶). روش‌های بی‌هوازی قادر به حذف آروماتیک آمین‌های ایجاد شده نمی‌باشند، بنابراین یک روش تصفیه ثانویه الزامی است. معمولاً برای این کار از تلفیق سیستم بی‌هوازی-هوازی استفاده می‌شود (۳).



شکل ۱: سازوکار حذف ماده رنگزا در شرایط بی‌هوازی (۱۵).

Figure 1: Mechanism of anaerobic decolorisation (15).

<sup>3</sup> Heterocyclic

<sup>4</sup> Hydroxylases

<sup>5</sup> Oxygenases

<sup>6</sup> Dehydroxylation

بنابراین استفاده از روش‌های زیستی مورد مطالعه قرار گرفته است (۱۳). روش‌های زیستی جایگزینی ارزان و سازگار با محیط‌زیست می‌باشند. در روش‌های هوازی میکروارگانیسم‌ها از اکسیژن به عنوان ماده اکسید کننده استفاده می‌کنند، اما در روش بی‌هوازی، سولفات، نیترات و دی‌اکسید کربن به عنوان عامل اکسید کننده عمل می‌کنند. روش‌های بی‌هوازی گزینه مناسبی برای تصفیه فاضلاب‌هایی با بار آلی بالا می‌باشد (۳).

### ۳- سازوکار تصفیه بی‌هوازی مواد رنگزا

از بین بردن مواد رنگزا در شرایط بی‌هوازی یک فرآیند کاهشی است، به عبارت دیگر مواد رنگزای آزو به عنوان گیرنده الکترون عمل می‌کنند. سازوکار اصلی شکستن پیوندهای آزو (-N=N-) از طریق آنزیم آزو ردوکتاز خارج سلولی است. این فرآیند طی دو مرحله رخ می‌دهد در مرحله اول واسطه‌های هیدرازو<sup>۱</sup> تشکیل می‌شود. در مرحله دوم واسطه‌های هیدرازو یک جفت الکترون دریافت کرده و آروماتیک آمین‌ها<sup>۲</sup> را به وجود می‌آورند که در واکنش ۱، ۲ و ۳ نشان داده شده است (۳، ۱۴).

همچنین مسیر رنگ‌زدایی بی‌هوازی مواد رنگزای آزو (R-N=N-R') توسط باکتری‌ها نیز در شکل ۱ نشان داده شده است. رنگ‌زدایی مواد رنگزا در شرایط بی‌هوازی در حضور منبع خارجی کربن برای تعیین نقش گروه‌های متنوع باکتری‌ها مورد مطالعه قرار گرفته است. بازدارنده‌های خاصی برای برخی از باکتری‌ها برای تعیین باکتری‌های مسئول رنگ‌زدایی استفاده شده است. مشخص شد که باکتری‌های متانوزن تأثیر کمی بر تخریب رنگ‌های آزو دارند در حالی که باکتری‌های اسیدزنا مسئول اصلی رنگ‌زدایی هستند (۱۵). آروماتیک آمین‌ها محصول میانی

<sup>1</sup> Hydrazo

<sup>2</sup> Aromatic amine

پروتئین‌ها، کربوهیدرات‌ها و لیپیدها را به اسیدهای آمینه، مونو و دی‌ساکاریدها و اسیدهای چرب بلند زنجیر و گلیسرین تبدیل می‌کنند (۲۰).

#### ۴-۱-۲- اسیدسازی

مرحله‌ی دوم هضم بی‌هوایی، اسیدسازی نام دارد که در آن باکتری‌های اسیدوژن همانند *Lactobacillus*، *Streptococcus*، *Bacillus*، *Escherichia coli* و غیره مونومرهای محلول را به محصولاتی مانند اسید چرب فرار، الکل‌ها، اسید لاکتیک، دی‌اکسید کربن، هیدروژن، آمونیم و هیدروژن سولفید تبدیل می‌کنند (۱۹)، (۲۰). تبدیل مواد آلی به اسیدهای آلی سبب افت pH در سیستم شده و محیط اسیدی مناسب برای بهبود عملکرد باکتری‌های اسیدساز و استات‌ساز ایجاد می‌کند (۲۰). اسید استیک، دی‌اکسید کربن و هیدروژن مستقیماً توسط متانوژن‌ها قابل استفاده هستند در حالی که سایر محصولات ابتدا به اسید استیک و هیدروژن تبدیل می‌شوند و سپس به مصرف متانوژن‌ها می‌رسند (۲۱).

#### ۴-۱-۳- استات‌سازی

در گام سوم هضم بی‌هوایی، اسیدهای چرب فرار به اسید استیک، هیدروژن و دی‌اکسید کربن تبدیل می‌شود (۱۹).

## ۴- هضم بی‌هوایی

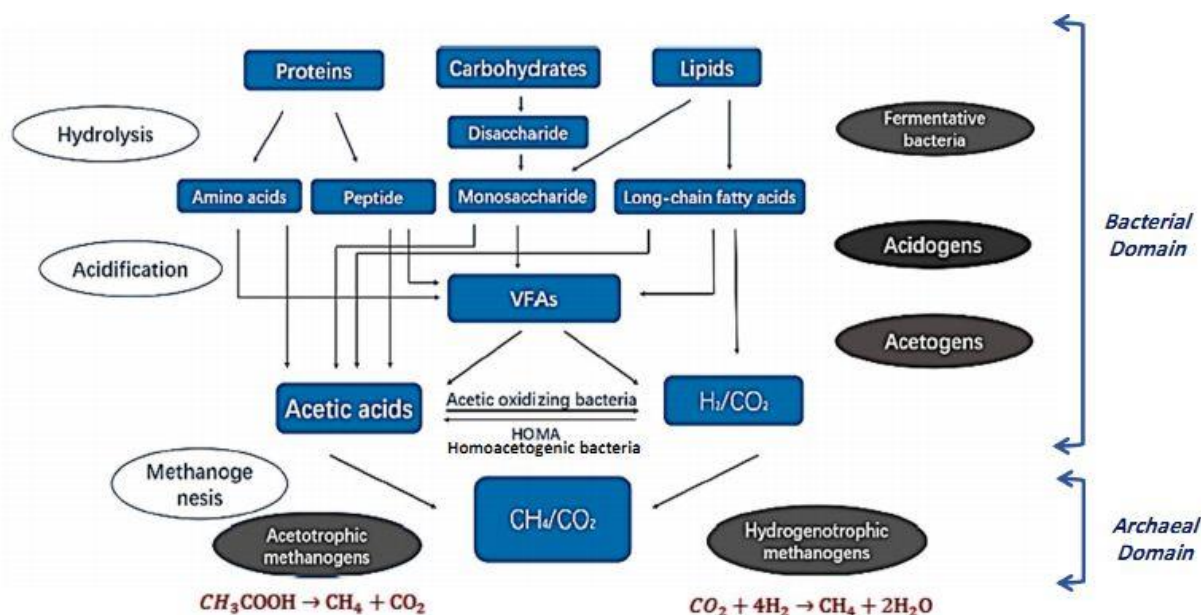
### ۴-۱- مراحل هضم بی‌هوایی

هضم بی‌هوایی یک فرآیند زیستی میکروبی است که طی آن کربن آلی موجود در زیست پلیمرها و سایر ترکیبات آلی تجزیه‌پذیر در غیاب اکسیژن به متان و دی‌اکسید کربن تبدیل می‌شوند (۱۷). تحقیقات انجام شده در دهه ۳۰ میلادی منجر به معرفی باکتری‌های بی‌هوایی و ایجاد شرایط افزایش تولید متان گردید. اکنون طیف وسیعی از ضایعات جامد شهری، کشاورزی و صنعتی در فرآیند هضم بی‌هوایی مورد استفاده قرار می‌گیرند (۱۸). هضم بی‌هوایی متشکل از چهار مرحله واکنش شیمیایی و بیوشیمیایی است که در آن مواد آلی به ترکیبات ساده تجزیه شده و به شکل گاز زیستی و مواد تجزیه شده از سیستم خارج می‌شود. این مراحل در شکل ۲ نشان داده شده است (۱۹).

### ۴-۱-۱- آبکافت

مرحله‌ی اول هضم بی‌هوایی آبکافت نام دارد که در این مرحله سوبستراهای آلی پیچیده که به طور مستقیم توسط میکروارگانیسم‌ها قابل استفاده نیستند به مونومرهای محلول تجزیه می‌شوند. فرآیند آبکافت توسط باکتری‌های آبکافت‌کننده مانند *Butyrivibrio*، *Bacteroides*، *Micrococci*، *Clostridia*، *Streptococcus*، *Selenomonas*، *Fusobacterium* و آنزیم‌های خارج سلولی همچون سلولاز، سلوبیاز، زایلاناز و لیپاز که توسط باکتری‌های اسیدوژن ترشح می‌شود انجام می‌شود و ترکیبات پیچیده مانند

<sup>1</sup> Substrates



شکل ۲: مراحل هضم بی‌هوایی (۱۹).

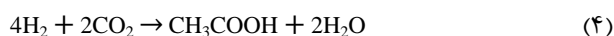
Figure 2: Stages of anaerobic digestion (19).

محصولات مرحله‌ی استات‌سازی توسط متانوژن‌های بی‌هوازی به متان تبدیل می‌شوند (۱۹). متان‌سازی فرآیندی است که در آن متانوژن‌ها از ترکیباتی نظیر هیدروژن، دی‌اکسید کربن، استات و طیفی از ترکیبات متیل‌دار استفاده کرده تا تحت شرایط بی‌هوازی متان تولید کنند. اگرچه سوبستراهای مورد استفاده توسط متانوژن‌ها ساده هستند اما فرآیندهای تولید متان یک فرآیند پیچیده شیمیایی زیستی است که حداقل در آن ۶ کوآنزیم و ۲۰۰ ژن شرکت می‌کند. متانوژن‌ها به ۳ گروه هیدروژنوتروفیک، استوکلاستیک و متیلوتروفیک تقسیم‌بندی می‌شوند که در جدول ۲ واکنش‌های آن تشریح شده است (۲۳).

#### ۴-۲- مزایای هضم بی‌هوازی

گاز زیستی محصول هضم بی‌هوازی و یک منبع پاک و انرژی تجدیدپذیر است که مخلوطی از متان و دی‌اکسید کربن همراه مقادیر کمی از گازهای دیگر همانند سولفید هیدروژن می‌باشد. در جدول ۳ ترکیبات گاز زیستی آورده شده است. متان جزء مطلوب گاز زیستی، گازی بی‌رنگ و آبی سوز است که می‌تواند برای پخت و پز، ایجاد گرما و تولید برق مورد استفاده قرار گیرد (۲۲). برای رسیدن گاز زیستی به مشخصات گاز طبیعی، باید درصد متان آن حداقل ۹۵ درصد باشد. در این مرحله اصطلاحاً به آن بیومتان گفته می‌شود که می‌تواند به صورت مستقیم توسط خودروها مورد استفاده قرار گیرد یا به شبکه‌ی خط لوله سراسری انتقال گاز تزریق گردد. بنابراین ارتقا گاز زیستی و افزایش درصد متان توسط حذف دی‌اکسید کربن یا تبدیل آن به متان امری ضروری است (۲۳).

در حین تولید اسید استیک و اسید پروپیونیک، مقدار زیادی یون هیدروژن تولید شده که سبب افت pH در محیط می‌شود. میکروارگانیسم‌های این مرحله نسبت به بارگذاری آلی و تغییرات محیطی بسیار حساس می‌باشند (۲۰). لازم به ذکر است تفکیک کامل ۲ مرحله‌ی اسیدسازی و استات‌سازی به دلیل تولید محصولات مشترک همانند اسید استیک و هیدروژن دشوار می‌باشد (۲۱). گروهی از باکتری‌ها به نام هومواستون وجود دارند که از هیدروژن و دی‌اکسید کربن برای تشکیل اسید استیک استفاده می‌کنند (۱۹). هیدروژن و دی‌اکسید کربن از طریق مسیر وود-لجونداله<sup>۱</sup> توسط هومواستون‌ها به اسید استیک تبدیل می‌شوند که در واکنش ۴ نشان داده شده است. این واکنش با واکنش هیدروژنوتروفیک رقابت می‌کند و اولین بار توسط وایرینگا در سال ۱۹۳۹ مطرح شد (۲۲).



از طرفی باکتری‌های اکسیدکننده استات به عنوان تثبیت‌کننده فرآیند هضم بی‌هوازی معرفی می‌شوند. این باکتری‌ها نقش حیاتی در تثبیت فرآیند هضم بی‌هوازی به خصوص زمانی که سیستم تحت شرایط تغییرات محیطی قرار می‌گیرد، دارند. برای مثال متانوژن‌های استوکلاستیک که مسئولیت تولید بیش از ۷۰ درصد متان را برعهده دارند نسبت به غلظت‌های بالای آمونیاک، اسیدهای چرب آزاد، فلزات سنگین و سولفید حساس می‌باشند. تحت این شرایط این باکتری‌ها، استات را به هیدروژن و دی‌اکسید کربن تبدیل می‌کنند که می‌توانند توسط متانوژن‌های هیدروژنوتروفیک به متان تبدیل شود. این امر باعث کاهش تجمع استات شده و باعث افزایش pH می‌شود که شرایط مطلوبی را برای متانوژن‌های استوکلاستیک فراهم می‌کند (۲۱).

#### ۴-۱-۴- متان‌سازی

آخرین مرحله هضم بی‌هوازی متان‌سازی نام دارد که در آن

<sup>1</sup> Wood-Ljungdahl pathway

جدول ۲: برخی از واکنش‌های متان‌سازی (۲۳).

Table 1: Some of Methanogenesis reactions (23).

| Methanogeotrophics | Substrates  | Reactions  | Common methanogens   |
|--------------------|---|--|--|
| hydrogenotrophics  | Hydrogen<br>Carbon dioxide<br>format<br>Methane               | $4H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$<br>$4HCOOH \rightarrow CH_4 + 3CO_2 + 2H_2O$<br>$4CH_3OH \rightarrow 3CH_4 + CO_2 + 2H_2O$  | Methanobacterium bryantii<br>Methanobacterium formicicum<br>Methanobacterium thermoalcaliphium<br>Methanothermobacter thermoautotrophicum<br>Methanothermobacter wolfeii<br>Methanobrevibacter smithii<br>Methanobrevibacter |
| Acetoclastic       | Acetate   | $CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2$   | Methanosaeta concillii (soehngenii)<br>Methanosaeta thermophila  |
| Methylotrophic     | 3-methyl amine<br>Dimethyl sulfate<br>Methylate ethanol amine | $4(CH_3)_3N + 6H_2O \rightarrow 9CH_4 + 3CO_2 + 4NH_3$<br>$2(CH_3)_2NH + 2H_2O \rightarrow 3CH_4 + CO_2 + 2NH_3$<br>$4(CH_3)NH_2 + 2H_2O \rightarrow 3CH_4 + CO_2 + 4NH_3$<br>$2(CH_3)_2S + 2H_2O \rightarrow 3CH_4 + CO_2 + H_2S$ | Methanosarcina barkeri<br>Methanosarcina mazei<br>Methanosarcina thermophile   |

جدول ۳: ترکیبات گاز زیستی (۲۵).

Table 3: Biogas compositions (25).

| Concentration | Composition      |
|---------------|------------------|
| 40-75%        | Methane          |
| 15-60%        | Carbon dioxide   |
| 1-5%          | Humidity         |
| 0-5%          | Nitrogen         |
| Insignificant | Hydrogen         |
| 0-5000 mg/L   | Hydrogen sulfide |
| <2%           | Oxygen           |
| 0-5000 mg/L   | Ammonia          |
| <2%           | Others           |

فرآیند فیزیکی آن، جداسازی جامدات و گازها از مایع و فرآیند زیستی، تجزیه مواد آلی در شرایط بی‌هوازی است (۲۷). شکل ۳ طرح‌واره یک راکتور UASB را نمایش می‌دهد. این راکتور از دو بخش تشکیل شده است. بخش اول آن یک ستون استوانه‌ای یا مستطیلی است و بخش دیگر شامل یک جداکننده سه‌فازی می‌باشد (۲۸، ۳). راکتور UASB ابتدا با لجن تلقیح می‌شود. لجن از پایین وارد راکتور شده و در شرایط مناسب، ذرات سبک شسته می‌شوند، در حالی که اجزا سنگین باقی می‌مانند و هم‌زمان گرانول‌ها و لخته‌های متشکل از مواد آلی و غیر آلی به همراه توده‌های کوچک باکتریایی در لجن تشکیل می‌شود. بسته به شرایط عملیاتی و خصوصیات پساب و لجن، یک بستر بسیار متراکم از لجن که ممکن است به صورت گرانول یا لخته‌ای باشد تشکیل می‌شود. در قسمت بالای بستر لجن، منطقه‌ای به نام پتوی لجن قرار دارد. ذرات در این ناحیه سرعت ته‌نشینی کمتری نسبت به ناحیه بستر لجن دارند. واکنش‌های زیستی در سراسر نواحی بستر و پتوی لجن انجام می‌شود. با عبور جریان به سمت بالا، ترکیبات آلی محلول در پساب به گاز زیستی تبدیل شده و لجن شناور محبوس شده توسط حباب‌های گاز به وسیله جداکننده سه‌فازی جدا می‌شود. همچنین بافل‌ها تا حد امکان از شستشوی مواد باکتریایی زنده یا گرانول‌های شناور لجن جلوگیری می‌کنند (۲۸). وجود گرانول‌های لجن این امکان را می‌دهد که بدون نیاز به مواد اضافی، به بازده بالای حذف COD دست یافت. همچنین تلاطم طبیعی ناشی از افزایش حباب‌های گاز باعث افزایش سطح تماس بین پساب و لجن می‌شود. بنابراین نیازی به اختلاط مکانیکی در این سیستم وجود ندارد و همین امر باعث کاهش هزینه‌های عملیاتی می‌شود (۲۸).

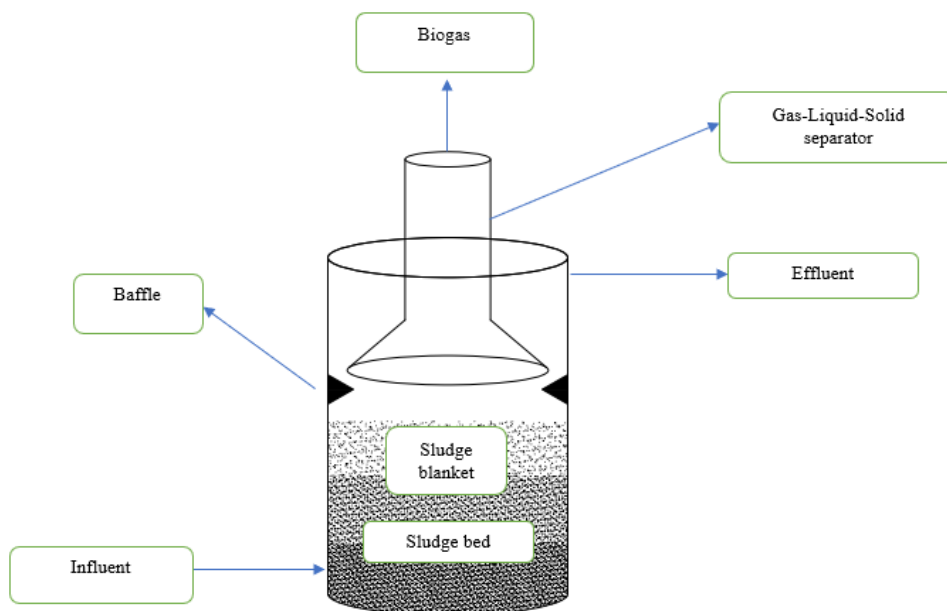
#### ۴-۳- معایب هضم بی‌هوازی

مشکل اصلی این فرآیند، حساسیت میکروارگانیسم‌های بی‌هوازی به شرایط محیطی است. حفظ شرایط مناسب برای انجام این عملیات امری ضروری است. باکتری‌های متانوژن به غلظت‌های بالای اسید در هاضم حساس می‌باشند و محیط‌های اسیدی می‌تواند رشد آن‌ها را متوقف کند. pH=۷ مقدار بهینه گزارش شده برای فعالیت متانوژن‌ها می‌باشد. همچنین متانوژن‌ها در شرایط دمایی معتدل دوسست (۳۵-۴۰ درجه سانتی‌گراد) و گرمادوست (۵۰-۶۵ درجه سانتی‌گراد) بهترین رشد را دارند و در غیر این صورت تولید گاز زیستی کاهش می‌یابد. همچنین غلظت بالای نمک در هاضم بی‌هوازی، رشد متانوژن‌ها را مختل می‌کند (۲۶). گاهی پساب ورودی به هاضم بی‌هوازی حاوی فلزات سنگین می‌باشد که امکان تصفیه آن‌ها در فرآیند بی‌هوازی امکان‌پذیر نیست و ممکن است باعث مرگ میکروارگانیسم‌ها شود بنابراین باید از عدم وجود این مواد در پساب اطمینان حاصل کرد. از سوی دیگر بر حسب نوع خوراک ورودی به هاضم بی‌هوازی، ممکن است مقادیر متغیری از هیدروژن سولفید در آن تشکیل شود که گازی سمی و خورنده می‌باشد. حضور این گاز سبب افت ارزش حرارتی گاز زیستی می‌شود که باید طی فرآیندهای جداسازی، از گاز زیستی حذف گردد (۲۶).

#### ۵- راکتور UASB

راکتور UASB برای اولین بار در اوایل دهه‌ی ۱۹۷۰ توسط لتینگا<sup>۱</sup> و همکاران معرفی شد. کلید اصلی این فرآیند ویژگی لجن بی‌هوازی آن می‌باشد که ذاتاً قدرت ته‌نشینی بالایی دارد مشروط به این که شرایط فیزیکی و شیمیایی برای لخته‌سازی لجن مساعد باشد. راکتور UASB یکی از انواع راکتورهای بی‌هوازی با ظرفیت بارگذاری بالا می‌باشد و به دلیل سادگی در طراحی، محبوبیت بالایی دارد. فرآیند UASB ترکیبی از فرآیند فیزیکی و زیستی می‌باشد. ویژگی اصلی

<sup>1</sup> Letinga



شکل ۳: طرح‌واره از راکتور UASB.  
Figure 3: Schematic of a UASB reactor.

بازی بالا رشد آن‌ها را به شدت محدود می‌کند (۲۶، ۳).

#### ۵-۱-۲- اثر واسطه ردوکس و دما

واسطه‌های ردوکس در حذف ترکیبات رنگی در شرایط بی‌هوای تاثیر به سزایی دارند. این ترکیبات انتقال الکترون از مواد آلی به ترکیبات رنگی را تسریع می‌کنند. دما نیز یک عامل کنترلی مهم در تصفیه بی‌هوای است که روی ساختار جمعیت میکروبی و قابلیت تصفیه پساب تأثیر می‌گذارد. ترکیبات سولفونه شده همانند آنتراکینون سولفونات و آنتراکینون دی‌سولفونات معمولاً به عنوان واسطه ردوکس مورد استفاده قرار می‌گیرند (۳). در جدول ۴ بازده حذف ماده رنگزا و COD در حضور واسطه‌های ردوکس در سیستم UASB در دو تحقیق نشان داده شده است (۳۰، ۲۹).

در تحقیقی که توسط دوس سانتوس<sup>۳</sup> و همکارانش صورت گرفت تاثیر واسطه‌های ردوکس متفاوت بر حذف ترکیبات ماده رنگزا آزو در فاضلاب نساجی روی گرانول‌های لجن گرمادوست مورد مطالعه قرار گرفت. تاثیر ۴ واسطه ردوکس آنتراکینون ۶،۲ دی‌سولفونات (AQDS)<sup>۴</sup>، آنتراکینون ۲ سولفونات (AQS)<sup>۵</sup>، سیانوکوبالامین (ویتامین بی ۱۲) و ریوفلاوین بررسی شد. رنگزاهای آزوی مورد استفاده شامل سه مواد رنگزا Reactive Red 2، Mordant Yellow 10 و Acid Orange 7 بود.

از معایب فرآیند UASB می‌توان به زمان راه‌اندازی طولانی و احتمال اسیدی شدن راکتور با تجمع اسیدهای آلی و مواد سمی اشاره کرد. همچنین راکتور UASB ممکن است قادر به از بین بردن متابولیت‌های بی‌هوای نباشد. بنابراین جهت رسیدن به بازده بالای عملیاتی وجود یک سیستم پس‌تصفیه الزامی است (۳).

#### ۵-۱- بررسی پارامترهای عملیاتی موثر بر عملکرد راکتور UASB در تصفیه فاضلاب رنگریزی

مشخصه‌های عملیاتی به شدت بر روی عملکرد راکتور و بازده حذف ماده رنگزا و COD اثر می‌گذارد. این مشخصه‌های عملیاتی شامل خصوصیات پساب ورودی شامل غلظت و ساختار سوبسترا و ماده رنگزا، دما، pH، خاصیت بازی، واسطه‌های ردوکس، زمان ماند هیدرولیکی (HRT)<sup>۱</sup> و نرخ بارگذاری آلی (OLR)<sup>۲</sup> می‌باشد (۳). برای درک بهتر موضوع، مطالعات انجام شده بر روی راکتور UASB و سیستم‌های ترکیبی مورد بررسی قرار گرفت تا اثر پارامترهای عملیاتی بر روی بازده سیستم مشخص و مقادیر بهینه انتخاب شود.

#### ۵-۱-۱- اثر pH

pH بهینه برای باکتری‌های متانوژن در بازه‌ی ۶/۶ تا ۷/۸ ذکر شده است (۲۸). البته برخی از منابع pH بهینه را در گستره‌ی ۷ الی ۸/۵ ذکر کرده اند. اما به طور کلی میکروارگانیسم‌های بی‌هوای در محدوده pH خنثی بیشترین بازدهی را دارند و محیط‌هایی با خاصیت اسیدی و خاصیت

<sup>3</sup> Dos Santos

<sup>4</sup> Anthraquinone-2,6-disulfonate

<sup>5</sup> Anthraquinone-2-Sulfonate

<sup>1</sup> Hydraulic retention time

<sup>2</sup> Organic loading rate



جدول ۴: بازده حذف مواد رنگزا و COD در حضور واسطه‌های ردوکس در سیستم UASB.

Table 4: Color and COD removal efficiency in presence of redox mediators in UASB system.

| Type | wastewater | Color concentration | Concentration of redox mediator | COD removal efficiency | Dye removal efficiency | Reference |
|------|------------|---------------------|---------------------------------|------------------------|------------------------|-----------|
| UASB | Synthetic  | 0.3 mM              | 0.012 mM                        | 5.3-65.6%              | 49-57%                 | (29)      |
| UASB | Synthetic  | 50 mg/L             | 25 $\mu$ M                      | 86-93%                 | 51-83%                 | (30)      |

ردوکس صورت گرفت. در فاز سوم ریز هوادهی به میزان ۱ میلی‌لیتر در دقیقه بدون واسطه ردوکس برای بررسی اثر هوادهی بر بازده سیستم انجام شد. فاز چهارم و پنجم با حضور واسطه‌های ردوکس به ترتیب در شرایط بی‌هوازی و ریز هوادهی انجام شد. پس از یک دوره ۶۰ روزه بازده حذف COD ۹۳ درصد بود. مقادیر pH بین ۶/۶ تا ۷/۴ متغیر بود که نشان دهنده عملکرد خوب راکتور بود. بازده حذف مواد رنگزا در ابتدا ۶۰ درصد بود سپس به ۴۰ درصد کاهش یافته و مجدد در فاز دوم به ۵۵ درصد افزایش یافت. بالاترین بازده در مرحله‌ی اولیه به دلیل جذب رنگزا بر روی بستر لجن بود که در روز ۲۲ام به نقطه اشباع خود رسید. هیچ نتیجه‌ای از حذف ماده رنگزا بر اثر ریز هوادهی دیده نشد. بنابراین ریز هوادهی استراتژی کارآمد برای حذف ترکیبات رنگی نمی‌باشد. هوادهی باعث شکست حلقه‌های آروماتیکی و تخریب آروماتیک آمین‌ها می‌شود، اما تاثیر آن در این تحقیق مشاهده نشد زیرا میزان اکسیژن باید در حدی باشد تا پتانسیل اکسیداسیون-کاهش سیستم افزایش یابد و حذف آروماتیک آمین‌ها انجام شود. در فاز چهارم و پنجم افزودن ۲۵ میکرومولار واسطه ردوکس مورد نظر باعث افزایش بازده حذف ماده رنگزا به ۸۲/۵ درصد شد که حدود ۳۰ درصد بیشتر از فاز دوم و سوم عملیاتی به دست آمد که اهمیت استفاده از انتقال دهنده‌های الکترون را در تصفیه پساب‌های رنگی نشان داد (۳۰).

### ۵-۱-۳- اثر غلظت سوبسترا و خاصیت بازی

مطالعه انجام شده گزارش کرده‌اند که غلظت مناسب سوبسترا و خاصیت بازی در بیوراکتور بی‌هوازی برای حذف ماده رنگزا ضروری است. الکترون‌های مورد نیاز برای رنگ‌زدایی توسط یک منبع کربن اهداکننده الکترون مانند گلوکز، اسیدهای چرب فرار<sup>۴</sup> (VFA) یا نشاسته تامین می‌شوند. با این حال، برخی مطالعات نشان داد که رنگ‌زدایی ماده رنگزا به COD بستگی ندارد زیرا خود ماده رنگزا می‌تواند به عنوان منبع کربن توسط میکروارگانیسم‌های بی‌هوازی استفاده شود (۱۰). خاصیت بازی بی‌کربنات برای فراهم کردن شرایط مطلوب برای تبدیل سوبسترا به متان و الکترون کافی از زنجیره انتقال الکترون برای رنگ‌زدایی هم‌زمان رنگ‌زاهای آزو استفاده می‌شود. یکی از مشکلات عمده در عملکرد سیستم UASB در تصفیه فاضلاب‌های صنعت نساجی حاوی ماده رنگزا آزو، ناکافی بودن نسبت

گرانول‌های لجن بی‌هوازی از یک راکتور معتدل دوست که فاضلاب کارخانه کاغذسازی واقع در هلند را تصفیه می‌کرد گرفته شد. این لجن در دمای گرمادوست ۵۵ درجه سانتی‌گراد به مدت ۳ ماه در راکتور بستر لجن گرانولی منبسط شده (EGSB)<sup>۱</sup> با حجم کاری ۵/۶ لیتر کار کرد. ۶ HRT ساعت با OLR ۲/۵ کیلوگرم بر مترمکعب در روز برای راکتور در نظر گرفته شد. COD مورد نیاز فاضلاب شامل گلوکز و اسید چرب آزاد به نسبت ۱:۳ انتخاب شد. محیط مورد نیاز برای کارکرد درست راکتور با ۶/۲۱ گرم بی‌کربنات سدیم در pH ۷/۱ بافری شد. ماده رنگزای آزو با غلظت ۰/۳ میلی مولار و هر یک از واسطه‌های ردوکس با غلظت ۰/۰۱۲ میلی‌مولار برای آزمایش مورد استفاده قرار گرفت. برای ماده رنگزا RR2 موثرترین واسطه ردوکس ریوفلاوین بود، اما برای دو ماده رنگزا دیگر موجود در آزمایش با AQS نتیجه بهتری به دست آمد. نتایج نشان داد استفاده از واسطه‌ها نرخ رنگبری را تا ۸ برابر افزایش می‌دهد. همچنین تحقیقات نشان داد نرخ رنگ‌زدایی در محدوده گرمادوست بازده بالاتری نسبت به محدوده معتدل دوست دارد که می‌توان آن را به استفاده دوز کمتر واسطه‌های ردوکس نسبت داد. سرعت تولید آنتراکینون ۶۰۲ دی‌سولفونات (AH2QDS)<sup>۲</sup> که شکل کاهش یافته آنتراکینون دی‌سولفونات می‌باشد در دمای ۵۵ درجه سانتی‌گراد بالاتر از ۳۰ درجه سانتی‌گراد به دست آمد. بنابراین می‌توان از مقدار کمتری از واسطه‌های ردوکس در دمای بالاتر، استفاده کرد. دلیل این پدیده را می‌توان به کوتاه شدن فاز تاخیر میکروارگانیسم‌ها نسبت داد (۲۹).

در تحقیقی که توسط دباروس<sup>۳</sup> و همکارانش انجام گرفت اثر واسطه ردوکس آنتراکینون دی‌سولفونات بر بازده کاهش رنگزا و همچنین محصولات جانبی آروماتیک آمین‌ها مورد مطالعه قرار گرفت. راکتور UASB مورد نظر دارای حجم عملیاتی ۳/۲ لیتر بود. مقدار HRT ۲۴ ساعت در نظر گرفته شد. ماده رنگزا Reactive Red 2 با غلظت ۵۰ میلی‌گرم بر لیتر انتخاب شد. دمای عملیاتی راکتور ۲۷ درجه سانتی‌گراد تنظیم شد. با افزودن بی‌کربنات سدیم به پساب pH آن روی ۷ تنظیم شد. این آزمایش در ۵ فاز عملیاتی انجام شد. در فاز اول راکتور به حالت پایدار رسید. در فاز دوم تصفیه پساب به صورت بی‌هوازی بدون واسطه

<sup>1</sup> Expanded granular sludge bed

<sup>2</sup> Anthrahydroquinone-2,6,-disulfonate

<sup>3</sup> De Barros

<sup>4</sup> Volatile fatty acids

کند و حتی تفاوت‌های ساختاری جزئی نیز می‌تواند بر رنگ‌زدایی زیستی تأثیر بگذارد (۳). علاوه بر این، غلظت بالای ماده رنگزا معمولاً با شوری بالا همراه بوده که باعث کاهش فعالیت میکروبی، به‌ویژه متانوزن‌ها می‌شود. همچنین غلظت نمک بالا بر گرانول‌ها و پایداری UASB تأثیر منفی می‌گذارد. مطالعات انجام پذیرفته شده نشان داد که گرانول‌های بی‌هوازی می‌توانند غلظت نمک تا ۱۰ گرم در لیتر را تحمل کنند. شرایط شوری بالا باعث کاهش اندازه زیست‌توده و آب‌گریزی می‌شود که مانع از تجزیه زیستی و توانایی ته‌نشینی لجن می‌شود (۳). همچنین مطالعات نشان داد که غلظت سولفات بالاتر از ۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر نیز می‌تواند متابولیسم بی‌هوازی را مهار کند. در شرایط بی‌هوازی، سولفات‌ها و مولکول‌های ماده رنگزا برای تبدیل شدن به گیرنده الکترون نهایی معادل‌های احیا کننده با هم رقابت می‌کنند. در نتیجه، سولفات‌ها مانع از انتقال الکترون به ترکیبات رنگی و در نتیجه منجر به کاهش بازده رنگبری می‌شود (۹). با وجود آن، این سازوکار هنوز به طور کامل درک نشده است، و از این رو، مطالعات بیشتری مورد نیاز است.

در تحقیقی که توسط براس<sup>۱</sup> و همکارانش صورت گرفت اثر غلظت رنگزا بر روی بازده راکتور UASB مورد بررسی قرار گرفت. در این آزمایش از راکتوری با حجم ۱۵ لیتر استفاده شد. راکتور در دمای کاری  $27 \pm 2$  سانتی‌گراد ثابت نگه داشته شد. فاضلاب سنتزی شامل دو ماده رنگزای Acid Orang 7 (شامل یک گروه آزو) و Direct Red 254 (شامل دو گروه آزو) به همراه مواد مغذی و سدیم استات به عنوان منبع کربن به مقدار  $1925 \pm 133$  میلی‌گرم بر لیتر بود. در فاز اول HRT ۲۴ ساعت تنظیم شد. پس از رسیدن به حالت پایدار، غلظت‌های مختلف ماده رنگزای AO7 به ترتیب ۶۰، ۱۰۰، ۱۵۰ و ۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر وارد خوراک شد. مشاهده شد با افزایش غلظت ماده رنگزا از ۶۰ به ۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر، بازده حذف COD و رنگ برای ماده رنگزا آزو کاهش یافت. همچنین مشاهده شد که بازده حذف ماده رنگزا و COD برای رنگ DR 254 بالاتر می‌باشد که این امر می‌تواند به دلیل تفاوت در ساختار ماده رنگزا باشد (۳۱). فازل<sup>۲</sup> و همکارانش نیز نشان دادند در غلظت‌های پایین رنگزا Red Bronze (۱۰ میلی‌گرم بر لیتر) حداکثر بازده حذف ماده رنگزا ۹۸ درصد مشاهده شد و با افزایش غلظت ماده رنگزا تا ۶۰ میلی‌گرم بر لیتر، بازده حذف ماده رنگزا تا ۹۲ درصد کاهش یافت (۳۲). در مطالعه‌ای که توسط کاروالهو<sup>۳</sup> و همکارانش صورت گرفت اثر غلظت نمک و سولفات بر عملکرد راکتور UASB در تصفیه ماده رنگزای آزوی Direct Black 22 مورد بررسی قرار گرفت. راکتور دارای حجم عملیاتی ۶ لیتر بود. زمان انجام آزمایش ۲۹۰ روز در نظر گرفته شد که به سه فاز عملیاتی تقسیم شد. فاز اول ۱۵۰ روز بود که میزان شوری طبیعی پساب ۱/۹ گرم بر لیتر NaCl تعیین شد. فاز دوم ۱۰۰ روز در

خاصیت بازی ورودی به COD ورودی است که ممکن است سبب کاهش حداقل pH در بستر لجن به کمتر از ۶/۲-۶/۶ و منجر به اختلال در عملکرد سیستم شود. دی‌اکسید کربن تولید شده از طریق میکروارگانیسم‌ها به طور کلی اسیدهای ضعیف در محیط‌های آبی تولید می‌کند. بنابراین وجود خاصیت بازی بی‌کربنات کافی برای خنثی کردن اسیدهای ضعیف تولید شده در سیستم و تنظیم pH از اهمیت بالایی برخوردار است. اگر غلظت اسیدی محیط ( $H_2CO_3$  و VFA) از خاصیت بازی موجود در محیط راکتور بیشتر شود، فعالیت میکروبی به ویژه متانوزن‌ها به شدت مهار و تضعیف می‌شود (۱۰). در تحقیقی که توسط ایزیک و اسپونزا صورت گرفت اثر غلظت سوبسترا بر عملکرد راکتور UASB مورد مطالعه قرار گرفت. در این آزمایش ماده رنگزا آزوی Congo Red با غلظت تقریبی ۱۰۰ میلی‌گرم بر لیتر مورد استفاده قرار گرفت. در مرحله اول غلظت گلوکز به عنوان COD از ۳۰۰۰ تا صفر میلی‌گرم در لیتر کاهش یافت و اثر آن بر روی بازده رنگبری، حذف COD و دمای متان بررسی شد. HRT عملیاتی حدود ۱۵/۷ تا ۱۹ ساعت و دمای عملیاتی راکتور ۳۷ درجه سانتی‌گراد بود. در تمام غلظت‌های گلوکز که بین ۰ تا ۳۰۰۰ میلی‌گرم بر لیتر متغیر بود، بازده حذف رنگزا حدود ۱۰۰ درصد بود که نشان داد رنگ‌زدایی در شرایط بی‌هوازی به میزان COD وابسته نبوده و رابطه ضعیفی بین این دو عامل مشاهده شد. اما عامل حذف COD زمانی که غلظت گلوکز از ۵۰۰ به ۱۰۰ میلی‌گرم در لیتر رسید، از ۷۸ درصد به ۶۸ کاهش یافت که می‌توان آن را به غلظت پایین سوبسترا نسبت داد. انجام عملیات بدون هیچ غلظتی از سوبسترا باعث کاهش بازده حذف COD به ۲۸ درصد شد. همچنین در غلظت سوبسترا ۳۰۰۰ میلی‌گرم بر لیتر بازده حذف COD بالای ۸۸ درصد مشاهده شد. همچنین تفاوت معنی‌داری در سطوح pH (۶/۶-۷/۴)، نرخ تولید متان (۲۰۰۰-۲۷۰۰ میلی‌لیتر در روز) و بازده حذف COD (۸۲-۹۰٪) برای غلظت‌های  $NaHCO_3$  بین ۵۵۰ و ۳۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر حاصل نشد. با این حال، بازده رنگ‌زدایی با کاهش غلظت  $NaHCO_3$  تا ۲۵۰ میلی‌گرم در لیتر در خوراک ۱۰۰ درصد باقی ماند. نسبت بهینه خاصیت بازی به COD در خوراک برای حذف هم‌زمان COD و ماده رنگزا، ۰/۱۶۳ پیشنهاد شد (۱۰).

#### ۵-۱-۴- اثر ساختار و غلظت رنگزا، سولفات و شوری

ترکیبات رنگی، مواد شیمیایی ناهمگن با وزن مولکولی بالا، ساختارهای پیچیده، زیست‌تخریب‌پذیری کم و سمیت بالا هستند. تحقیقات انجام شده نشان داد که غلظت بالای ماده رنگزا به دلیل مهار بی‌هوازی‌های کاهنده رنگزا توسط سمیت ماده رنگزا یا مسدود کردن آنزیم‌های آزوردوکتاز منجر به بازده رنگ‌زدایی ضعیف می‌شود. علاوه بر این، تنوع ساختار ماده رنگزا نیز می‌تواند مانع مهمی برای معدنی‌سازی کلی مولکول‌ها توسط میکروارگانیسم‌ها باشد. با توجه به گروه‌های عملکردی فراوان ترکیبات رنگی، مانع‌های فضایی می‌تواند فعالیت آنزیمی را مختل

<sup>1</sup> Bras

<sup>2</sup> Fazal

<sup>3</sup> Carvalho

استفاده شد. راکتور دارای حجم کاری ۱/۵ لیتر بود. پساب مورد استفاده شامل ماده رنگزا با غلظت ۵۰ تا ۲۰۰ میلی‌گرم در لیتر به همراه ۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر گلوکز به عنوان سوستر، ۵۰ میلی‌مولار محلول بافر فسفات و یک میلی‌لیتر در لیتر ویتامین بود. آزمایش در ۳ فاز عملیاتی مورد بررسی قرار گرفت. در فاز اول طی یک دوره ۵۰ روزه، HRT ۱۲ ساعت ثابت نگه داشته شد و غلظت رنگ از ۵۰ (۱۰۰ گرم بر مترمکعب بر روز) تا ۲۰۰ میلی‌گرم بر لیتر (۴۰۰ گرم بر مترمکعب بر روز) افزایش یافت. با افزایش غلظت ماده رنگزا تا ۲۰۰ میلی‌گرم بر لیتر، تغییری در بازده رنگبری مشاهده نشد و درصد حذف ماده رنگزا در این دوره ۹۵ درصد گزارش شد. با افزایش نرخ بارگذاری ماده رنگزا به ۸۰۰ گرم بر مترمکعب بر روز (HRT ۶ ساعت) بازده حذف رنگزا به ۶۳ درصد کاهش یافت که اثر بازدارندگی غلظت بالای ماده رنگزا را بر فعالیت متابولیک میکروبی بی‌هوازی نشان می‌دهد (۳۳). مورالی<sup>۳</sup> و همکارانش نیز نتایج مشابهی با افزایش غلظت ماده رنگزا مشاهده کردند. در این مطالعه از فاضلاب سنتزی شامل ماده رنگزا متیل ارنج استفاده شد. راکتور UASB دارای حجم کاری ۲/۵ لیتر بود و با HRT ۲۴ ساعت در دمای اتاق مورد آزمایش قرار گرفت. پس از ۲۸ روز دوره‌ی آماده‌سازی، راکتور در ۳ فاز عملیاتی مورد بهره‌برداری قرار گرفت. در فاز اول راکتور با ۵۰ میلی‌گرم در لیتر رنگزا تغذیه شد و در فاز دوم و سوم به ترتیب با ۱۰۰ و ۱۵۰ میلی‌گرم در لیتر ماده رنگزا تغذیه شد. میانگین بازده رنگبری برای هر فاز به ترتیب ۹۳/۹، ۹۰/۴ و ۹۶/۲ درصد گزارش شد که به دلیل سازگاری میکروارگانیسم‌ها می‌باشد. با افزایش غلظت ماده رنگزا تغییر چندانی در بازده رنگبری مشاهده نشد، اما بازده حذف COD با افزایش غلظت رنگزا از ۶۸/۸ درصد در فاز اول به ۴۷/۸ درصد در فاز سوم کاهش یافت (۳۴). در جدول ۵ بازده حذف ماده رنگزا و COD در غلظت‌های متفاوت مواد رنگزای آزو در سیستم UASB نشان داده شده است.

نظر گرفته شد که با افزایش شوری پساب مقادیر آن به ۲/۹ گرم بر لیتر رسانده شد و در فاز سوم مقادیر سولفات به میزان ۲۵۰ میلی‌گرم به لیتر به فاضلاب با شوری مشابه فاز دوم افزوده شد. غلظت ماده رنگزا آزو استفاده شده ۰/۶ میلی‌مولار و از نشاسته به عنوان منبع کربن در فاضلاب سنتزی استفاده شد. میزان OLR از ۱/۲۷ تا ۱/۵ کیلوگرم بر مترمکعب روز متغیر بود. بازده حذف ماده رنگزا و COD از ۷۸ و ۷۲ درصد در فاز اول به ۷۰ و ۶۹ درصد در فاز سوم کاهش یافت (۶). سوماسیری<sup>۱</sup> و همکارانش نیز اثر غلظت ماده رنگزا را بر عملکرد راکتور UASB مورد بررسی قرار دادند. در این آزمایش از راکتوری با حجم کاری ۱/۲۵ لیتر استفاده شد و دمای آن روی  $35 \pm 3$  درجه سانتی‌گراد تنظیم شد. پساب مورد آزمایش شامل ترکیب سه رنگزا آزو Acid Red 131، Acid Blue 204 و Acid Yellow 79 به مقدار مساوی به همراه ۴۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر بی‌کربنات سدیم و گلوکز به عنوان منبع کربن بود. بازده حذف ماده رنگزا در غلظت ۱۰ میلی‌گرم در لیتر  $73 \pm 4/1$  درصد گزارش شد. در غلظت ۱۵۰ میلی‌گرم در لیتر بازده حذف ماده رنگزا توسط راکتور به بیشترین مقدار و به  $94 \pm 1/0$  درصد رسید. با افزایش بیشتر غلظت ماده رنگزا به ۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر، بازده حذف به  $89 \pm 1/9$  درصد کاهش پیدا کرد. دلیل بازده کم در غلظت‌های پایین، نرخ پایین جذب ماده رنگزا بر روی گرانول‌های لجن گزارش شد که با افزایش غلظت، و به طبع آن افزایش تجزیه زیستی بازده رنگبری بهبود یافت. بازده حذف COD در عدم حضور ماده رنگزا در پساب  $93 \pm 1/1$  درصد گزارش شد. در غلظت‌های ماده رنگزا ۱۰ و ۲۵ میلی‌گرم در لیتر بازده حذف COD ۹۰ درصد گزارش شد. اما با افزایش غلظت ماده رنگزا به ۱۰۰ میلی‌گرم در لیتر بازده حذف COD به  $85 \pm 2/8$  درصد کاهش یافت (۱۳). برخی از تحقیقات نشان دادند که غلظت‌های بالای ماده رنگزای آزو بیش از ۴۵۰ میلی‌گرم در لیتر می‌تواند تخلخل و استحکام گرانول‌های لجن را کاهش دهد و باعث کاهش توانایی ته‌نشینی آن شود و همچنین فعالیت متانوژن‌ها را مختل کند (۳). کوی<sup>۲</sup> و همکارانش نیز اثرات نرخ بارگذاری ماده رنگزا (غلظت ماده رنگزا) را بر عملکرد راکتور UASB بررسی کردند. در این مطالعه از ماده رنگزا Alizarin Yellow

جدول ۵: بازده حذف رنگزا و COD در غلظت‌های متفاوت رنگزاهای آزو در سیستم UASB.

Table 5: Color and COD removal efficiency in different concentrations of azo dyes in UASB system.

| Type | wastewater | Color concentration | COD removal efficiency | Dye removal efficiency | Reference |
|------|------------|---------------------|------------------------|------------------------|-----------|
| UASB | Synthetic  | 60-300 mg/L         | 92-67 %                | 92-82 %                | (31)      |
| UASB | Synthetic  | 40-335 mg/L         | 91-60 %                | 94-75 %                | (32)      |
| UASB | Synthetic  | 0.6 mM              | 67-72 %                | 70-78 %                | (6)       |
| UASB | Synthetic  | 10-300 mg/L         | 93-85 %                | 94-73 %                | (13)      |
| UASB | Synthetic  | 50-200 mg/L         | 79-50 %                | 95 %                   | (33)      |
| UASB | Synthetic  | 50-150 mg/L         | 69-48 %                | 96-90 %                | (34)      |

## ۵-۱-۵- اثر زمان ماند هیدرولیکی و نرخ بارگذاری آلی

زمان ماند هیدرولیکی مدت زمانی است که فاضلاب یا زیست‌توده درون بیوراکتور قرار می‌گیرد. HRT بیشتر در راکتور UASB میکروکربها را قادر می‌سازد تا به تغییرات غلظت ناگهانی ماده رنگزا سازگار شوند. همچنین نرخ بارگذاری آلی عبارت است از غلظت COD که در حالت پیوسته در روز وارد راکتور زیستی می‌شود (۳). در تحقیقی که توسط آمارال<sup>۱</sup> و همکاران انجام گرفت سیستم مرکب UASB و راکتور بیوفیلیم هوازی غوطه‌ور (SAB)<sup>۲</sup> بررسی شد. هدف این تحقیق تاثیر HRT بر بازده سیستم بود. راکتور دارای حجم کاری ۲۵۰ لیتر و راکتور SAB دارای حجم ۱۸۷ لیتر بود. از فاضلاب واقعی یک واحد نساجی استفاده شد. میزان اکسیژن‌دهی به راکتور هوازی  $0.2 \pm 3$  میلی‌گرم بر لیتر اکسیژن و کل زمان عملیاتی پروژه ۶۲۲ روز بود، که در ۲ فاز عملیاتی ۱ و ۲ انجام شد. در فاز اول HRT برای راکتور UASB و SAB به ترتیب ۱۶ و ۱۲ ساعت و در فاز دوم به ترتیب ۴ و ۳ روز در نظر گرفته شد (۷). با افزایش میزان HRT از فاز اول به فاز دوم در راکتور بی‌هوازی میزان OLR از ۱/۷۷ به ۱/۴۱ کیلوگرم بر مترمکعب بر روز، و در راکتور هوازی از ۱/۳۳ به ۰/۷۳ کیلوگرم بر مترمکعب بر روز کاهش یافت که باعث افزایش بازده حذف COD از ۴۴ به ۶۲ درصد در راکتور UASB و از ۶۴ به ۷۵ درصد در کل سیستم شد. اما افزایش HRT از ۱۶ ساعت به ۴ روز در راکتور UASB باعث افزایش بازده حذف ماده رنگزا نشد به طوری که از ۶۷ درصد در فاز اول به ۵۵ درصد در فاز دوم کاهش یافت (۷). در تحقیق دیگر توسط آمارال و همکارانش مجدداً تاثیر HRT بر روی عملکرد سیستم مرکب UASB-SAB بررسی شد. در این آزمایش از فاضلاب واقعی تحقیقات قبلی استفاده شد. آزمایش در طول ۳۳۵ روز انجام شد و به ۳ فاز عملیاتی تقسیم شد. HRT برای راکتور UASB و SAB در فاز اول و دوم به ترتیب روی ۱۲ و ۹ ساعت و در فاز سوم، HRT به ترتیب روی ۸ و ۶ ساعت تنظیم شد. بازده حذف COD در راکتور UASB در فاز اول، دوم و سوم به ترتیب برابر با ۴۰، ۴۳، ۳۴ درصد و در راکتور SAB ۴۸، ۵۳، ۴۹ درصد و برای کل سیستم ۵۶، ۷۱ و ۶۴ درصد به دست آمد. بازده حذف ماده رنگزا در راکتور UASB به ترتیب ۳۰، ۳۷ و ۵۲ درصد بود. مقادیر کم مشاهده شده حذف ماده رنگزا احتمالاً نتیجه استفاده از یک دهنده الکترون (مانند استات) برای احیای سولفات، همچنین مقادیر بالای شوری فاضلاب بود (۹). در تحقیقی دیگر که توسط فراز<sup>۳</sup> و همکارانش انجام شد تاثیر عوامل HTR و OLR بر عملکرد سیستم مرکب UASB-SAB در تصفیه پساب یک کارخانه تولید کننده شلوار جین مورد بررسی قرار گرفت. زمان انجام آزمایش ۲۱۰ روز بود که به ۳ فاز عملیاتی با HRT و OLR متفاوت

تقسیم شد. حجم راکتور بی‌هوازی ۲۵۰ لیتر و حجم راکتور SAB ۱۸۷ لیتر بود. دمای سیستم در کل دوره بالای ۲۷ درجه سانتی‌گراد حفظ شد. HRT راکتور UASB به ترتیب ۲۴، ۱۶ و ۱۲ ساعت انتخاب شد (۱۶). در فاز دوم، علی‌رغم کاهش HRT به ۱۶ ساعت، به دلیل کاهش COD ورودی در نتیجه تولید کم شلوار جین در آن مقطع زمانی، افزایش OLR روی نداد. اما در فاز سوم OLR تولیدی ۲/۵ برابر فاز اول و دوم بود. پس از تثبیت سیستم، بازده حذف COD در راکتور UASB به ترتیب ۵۹، ۵۰ و ۴۸ درصد و بازده حذف ماده رنگزا ۶۴، ۵۵ و ۵۰ درصد گزارش شد. در نتیجه حتی با نزدیک بودن مقادیر OLR، بازده حذف COD با کاهش HRT کاهش یافت (۱۶). براس و همکارانش نیز به نتیجه مشابهی دست یافتند به طوری که در فاز دوم عملیات با کاهش HRT از ۲۴ به ۸ ساعت، بازده حذف COD به طور قابل‌توجهی کاهش یافت. همچنین بازده رنگبری نیز با کاهش زمان ماند هیدرولیکی از ۸۸ درصد برای ماده رنگزای Acid Orange 7 به  $56 \pm 3$  و برای ماده رنگزای Direct Red 254 به  $82 \pm 3$  درصد کاهش یافت (۳۱). در تحقیقی که توسط اونگ<sup>۴</sup> و همکارانش صورت گرفت، HRT بر بازده سیستم مرکب UASB و راکتور ترتیبی ناپیوسته (SBR)<sup>۵</sup> مورد بررسی قرار گرفت. راکتور UASB دارای حجم ۱ لیتر و راکتور SBR دارای حجم کاری ۵ لیتر بود. فاضلاب سنتزی دارای COD با غلظت ۸۵۰-۸۰۰ میلی‌گرم در لیتر بود. مدت زمان عملیاتی راکتور UASB ۱۳۵ روز بود که به ۸ فاز تقسیم شد و HRT در آن از ۲۴ تا ۴۸ ساعت متغیر بود. در دوره اول شرایط عملیاتی، بازده حذف COD در راکتور UASB پایین بود و بیشتر حذف مواد کربنی در راکتور SBR صورت گرفت. اما با افزایش HRT از ۲۴ به ۴۸ ساعت در دمای ۳۰ درجه سانتی‌گراد، بازده حذف COD، به ۴۵ درصد افزایش رسید. بازده حذف COD در کل سیستم ۹۰ درصد گزارش شد. در این آزمایش زمانی که از فاز هفتم به هشتم، HTR از ۴۸ ساعت به ۲۴ ساعت کاهش یافت، بازده حذف ماده رنگزا روی ۹۵ درصد ثابت ماند که ناشی از سازگاری میکروارگانیسم‌ها به شرایط محیطی است (۳۵). با این حال کوی و همکارانش در تصفیه ماده رنگزای Alizarin Yellow در راکتور UASB به نتیجه‌ای متفاوت دست یافتند. آنها مشاهده کردند که با کاهش HRT از ۸ به ۶ ساعت (با غلظت رنگ ۲۰۰ میلی‌گرم بر لیتر)، بازده رنگبری از ۹۵ درصد به  $62/9 \pm 8/7$  درصد کاهش یافت (۳۳). در تحقیقی که توسط کاراتاس<sup>۶</sup> و همکارانش صورت گرفت نیز اثر پارامترهای OLR و HTR بر عملکرد سیستم ترکیبی UASB و راکتور همزن‌دار پیوسته هوازی (CSAR)<sup>۷</sup> بررسی شد. فاضلاب سنتزی شامل ۱۵۰ میلی‌گرم در لیتر ماده رنگزا Reactive black و ۳۰۰۰

<sup>4</sup> Ong

<sup>5</sup> Sequencing batch reactor

<sup>6</sup> Karatas

<sup>7</sup> Continuously stirred aerobic reactors

<sup>1</sup> Amaral

<sup>2</sup> Submerged aerated biofilter

<sup>3</sup> Ferraz

جدول ۶ تاثیر عوامل HTR و OLR بر عملکرد سیستم‌های ترکیبی شامل UASB بر بازده حذف ماده رنگزا و COD در مقالات مختلف نشان داده شده است.

#### ۵-۲- عملکرد راکتور UASB در حضور سیستم‌های تصفیه پیشرفته

علیرغم عملکرد بالای راکتور UASB در حذف ماده رنگزا و COD، با این حال، پساب خروجی همچنان نیاز به تصفیه پیشرفته جهت حذف بیشتر رنگزا و COD برای رسیدن به استانداردهای تخلیه فاضلاب جهت مصارف آبیاری و کشاورزی و ترزیق به چاه جاذب، کاهش هزینه‌های عملیاتی و همچنین حذف آروماتیک آمین‌های تولید شده در نتیجه شکست بی‌هوازی باند آزوی ماده رنگزا می‌باشد (۶). در جدول ۷ بازده حذف رنگزا و COD راکتور UASB در ترکیب با سیستم‌های تصفیه پیشرفته نشان داده شده است.

باهیا<sup>۱</sup> و همکارانش عملکرد دو سیستم UASB-<sup>۲</sup>SPP و UASB-<sup>۳</sup>AS<sup>۴</sup> را در تصفیه رنگزا Yellow Gold Remazol مورد بررسی قرار دادند. هر دو سیستم در دوره‌های ۹۰ روز مورد بررسی قرار گرفت. راکتور UASB دارای حجم کاری ۲/۲ لیتر و ۲۴ ساعت بود. راکتور لجن فعال (AS) با حجم ۱/۲ لیتر و HRT ۸ ساعت و سیستم SPP با حجم ۶ لیتر و HRT ۶۶ ساعت انتخاب شد. هر دو سیستم با فاضلاب سنتزی حاوی ۵۰ میلی‌گرم در لیتر ماده رنگزا همراه با ۳۵۰ میلی‌گرم در لیتر مخمر باقی مانده صنعت آبجوسازی تغذیه شدند.

<sup>1</sup> Upflow anaerobic filter

<sup>2</sup> Katal

<sup>3</sup> Bahia

<sup>4</sup> Shallow polish pond

<sup>5</sup> Activated sludge

میلی‌گرم در لیتر گلوکز به عنوان COD بود. راکتور UASB دارای حجم کاری ۲/۵ لیتر، دمای عملیاتی ۳۵ درجه سانتی‌گراد و HRT متغیر حدود ۳ تا ۳۰ ساعت بود. راکتور CSAR دارای مخزن هوادهی با حجم ۹ لیتر و یک مخزن ته‌نشینی به حجم ۱/۴ لیتر و HRT از ۰/۵ تا ۴/۵ روز بود. بازده حذف ماده رنگزا و COD در HRT ۳ ساعت در راکتور UASB به ترتیب ۹۰/۷ و ۳۶/۷ درصد گزارش شد. با افزایش HRT به ۳۰ ساعت، ۹۹/۸ درصد ماده رنگزا و ۶۱ درصد COD حذف شد. بنابراین بازده حذف COD با افزایش HRT رابطه مستقیم داشت، اما بازده حذف ماده رنگزا با افزایش آن تغییر محسوسی نداشت. بالاترین درصد حذف COD در راکتور هوازی ۸۴/۲ درصد در HRT ۴/۵ روز گزارش شد. همچنین گزارش شد که با افزایش میزان OLR تولید متان در راکتور UASB کاهش یافت که دلیل این به دلیل فاز اسیدی بالا در نرخ بارگذاری بالا می‌باشد که بر روی عملکرد باکتری‌های متانوژن اثر می‌گذارد (۳۶). بررسی تاثیر HRT در سیستم هیبریدی صافی بی‌هوازی جریان روبه‌بالا (UAF)<sup>۱</sup> و UASB توسط کاتال<sup>۲</sup> و همکاران در تصفیه پساب نساجی صورت گرفت. سیستم در دمای ۳۳ درجه سانتی‌گراد نگهداری شد. راکتور زیستی برای یک دوره ۱۸۰ روز مورد بررسی قرار گرفت. بازده حذف COD در بیوراکتور با HRT ۵۰ ساعت (نرخ بارگذاری آلی ۲ کیلوگرم بر مترمکعب بر روز) ۹۴/۸ درصد گزارش شد. در HRT ۲۰ ساعت (نرخ بارگذاری آلی ۱۲ کیلوگرم بر مترمکعب بر روز) بازده حذف COD کاهش به ۳۸ درصد رسید. همچنین افزایش HRT بیش از ۵۰ ساعت نیز باعث کاهش بازده حذف COD به دلیل تجمع زیست‌توده تخریب شده شد. همچنین بازده رنگبری از ۴۹ درصد در HRT ۲۰ ساعت به ۸۴/۴ درصد در HRT ۵۰ ساعت افزایش یافت. با افزایش OLR نرخ تولید گاز زیستی نیز افزایش پیدا کرد. در بیشینه HRT ۵۰ ساعت، میزان تولید گاز زیستی ۳۶/۰۴ لیتر در روز گزارش شد که حاوی ۶۴ الی ۷۹ درصد متان بود (۳۷). در

جدول ۶: بازده حذف ماده رنگزا و COD در HTR و OLR متفاوت.

Table 6: Color and cod removal efficiency at different hydraulic retention time and organic loading rates.

| Type      | Wastewater | Hydraulic retention time in UASB reactor | COD removal efficiency in UASB reactor | Dye removal efficiency in UASB reactor | Reference |
|-----------|------------|--|--|--|-----------|
| UASB+SAB  | Real       | 16 h- 4 days                             | 44-62 %                                | 55-67%                                 | (7)       |
| UASB+SAB  | Real       | 6-12 h                                   | 34-43 %                                | 30-52%                                 | (9)       |
| UASB+SAB  | Real       | 12-24 h                                  | 50-64%                                 | 48-59%                                 | (16)      |
| UASB      | Synthetic  | 8-24 h                                   | -                                      | 56-82%                                 | (31)      |
| UASB+SBR  | Synthetic  | 24-48 h                                  | 20-45%                                 | ≥95%                                   | (35)      |
| UASB      | Synthetic  | 6-8 h                                    | 54.31%                                 | 63-95%                                 | (33)      |
| UASB+CSAR | Synthetic  | 3.2-30.1 h                               | 91-100%                                | 37-61%                                 | (36)      |
| UASB+UAF  | Real       | 20-50 h                                  | 38-95%                                 | 49-84%                                 | (37)      |

جدول ۷: بازده حذف ماده رنگزا و COD راکتور UASB در سیستم تصفیه پیشرفته

Table 7: Color and COD removal efficiency of UASB reactor in advanced treatment system.

| Type                      | Wastewater | COD removal efficiency in UASB reactor | Dye removal efficiency in UASB reactor | Reference |
|---------------------------|------------|--|--|-----------|
| UASB+SPP<br>UASB+AS       | Synthetic  | 67-88%                                 | 85%                                    | (38)      |
| UASB+Fenton               | Real       | 76.8%                                  | -                                      | (39)      |
| UASB+Ozonation            | Synthetic  | 90%                                    | 94%                                    | (40)      |
| UASB+Chemical coagulation | Synthetic  | 92%                                    | 92%                                    | (41)      |

از زنی یکی از فرآیندهای تصفیه پیشرفته به حساب می‌آید که تصفیه بر اساس این روش بر اساس تولید رادیکال‌های هیدروکسیل می‌باشد. این روش پسماند جامد تولید نمی‌کند و یک روش سازگار با محیط‌زیست به حساب می‌آید (۳۷). راکتور UASB می‌تواند به عنوان یک سیستم پس‌تصفیه نیز به کار گرفته شود. ونکاتش<sup>۲</sup> و همکارانش عملکرد یک راکتور UASB را به دنبال سیستم از زنی مورد بررسی قرار دادند. در این تحقیق از ماده رنگزای Reactive Black 5 با غلظت ۱۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر و pH ۱۰/۱۳ استفاده شد. از ۵ دبی با دبی ۵ گرم بر ساعت توسط دستگاه تولید شد. کاهش مقادیر pH از ۱۰/۱۳ به ۳/۳ به مدت ۲۵ دقیقه در طول از زنی مشاهده شد، که به دلیل تولید ترکیبات اسیدی گزارش شد. همچنین هدایت الکتریکی در طول فرآیند به دلیل تجمع یون‌ها افزایش یافت. پس از ۲۵ دقیقه بازده رنگبری و حذف COD، ۹۴ و ۵۰ درصد گزارش شد. افزایش بازده نیازمند زمان بیشتری می‌باشد که از نظر هزینه مقرون‌به‌صرفه واقع نشد بنابراین به عنوان پس‌تصفیه یک راکتور UASB مورد مطالعه قرار گرفت. راکتور با فاضلاب سنتزی حاوی ۵۳۴ میلی‌گرم در لیتر ساکارز تغذیه شد و HRT سیستم ۴۰ ساعت در نظر گرفته شد. برای تعیین کارایی راکتور، محلول رنگ از زده شده با فاضلاب مصنوعی به نسبت ۱:۱ مخلوط شد. توانایی راکتور در حذف COD، ۶۰ الی ۸۳ درصد گزارش شد. راکتور با OLR ۰/۱ الی ۰/۲ کیلوگرم مترمکعب بر روز کار می‌کرد. این سیستم به صورت ترکیبی قادر به حذف ۹۰ درصد COD، ۸۴ درصد کل کربن آلی (TOC)<sup>۳</sup> و ۹۴ درصد ماده رنگزا شد (۴۰). از سوی دیگر ورما<sup>۴</sup> و همکارانش اثر راکتور UASB را در سیستم انعقاد شیمیایی مورد بررسی قرار دادند. در فاضلاب سنتزی از سه رنگ Disperse Blue 3، Congo Red 28 و Reactive Black 5 استفاده شد. غلظت ماده رنگزا در فاضلاب ۲۰۰ میلی‌گرم در لیتر انتخاب شد. از منعقدکننده‌های کلرید منیزیم و کلرید آلومینیم به همراه پودر آهک برای تنظیم pH استفاده شد. عمل انعقاد با افزودن منعقدکننده‌های ذکر شده و ۳

همچنین سیستم‌ها در دمای ۱۶ تا ۲۹ درجه سانتی‌گراد کار کردند. بازده حذف رنگزا در راکتور UASB ۸۵ درصد گزارش شد به طوری که غلظت ماده رنگزا از ۵۳ به ۸ میلی‌گرم در لیتر کاهش یافت. همچنین بازده حذف COD در این راکتور از ۶۷ تا ۸۸ درصد متغیر بود. راکتور لجن فعال در غلظت‌های پایین‌تر رنگزا توانایی حذف کامل آروماتیک آمین‌ها را دارا بود.

از طرفی سیستم SPP نسبت به لجن فعال بازده رنگبری بالاتری را از خود نشان داد. بازده حذف COD در هر دو سیستم SPP و AS تقریباً یکسان و برابر ۲۰ درصد گزارش شد (۳۸). توفانر<sup>۱</sup> و همکارانش نیز اثر راکتور UASB را در فرآیند فنتون برای تصفیه فاضلاب کارخانه روغن زیتون، مورد بررسی قرار دادند. این نوع فاضلاب اسیدی (pH=۴/۸-۵/۵) بوده و دارای رنگ از طیف مشکی تا قرمز می‌باشد. فرآیند فنتون بیشتر برای تصفیه فاضلاب شامل مواد سمی فنول و فرمالدهید مورد استفاده قرار می‌گیرد. راکتور دارای حجم کاری ۶/۱۵ لیتر و در شرایط دمایی معتدل دوست مورد بهره‌برداری قرار گرفت. پس از دوره ۴۰ روزه سازگاری، فاضلاب با آب به نسبت ۸:۱ رقیق شد تا COD آن حدود ۱۰ گرم بر لیتر تنظیم شود تا به مدت ۳۰ روز به طور پیوسته به راکتور تزریق شود. پس از ۲۰ روز از دوره آزمایش، بازده حذف COD ۷۶/۸ درصد گزارش شد. همچنین نرخ تولید گاز زیستی در شرایط پایدار ۲/۲۱۳±۰/۳۷۹ لیتر در روز گزارش شد. برای پس‌تصفیه از فرآیند فنتون استفاده شد. عوامل موثر بر فرآیند فنتون مقادیر بهینه یون آهن، هیدروژن پراکسید و pH می‌باشد. طبق مطالعات pH=۳ بهینه‌ترین مقدار pH برای فرآیند فنتون می‌باشد، همچنین با افزودن مقادیر ۲۵۰ میلی‌گرم بر لیتر هیدروژن پراکسید و ۴۰ میلی‌گرم بر لیتر یون آهن بالاترین بازده مشاهده شد. افزودن بیش از ۶۰ میلی‌گرم بر لیتر یون آهن باعث کاهش جزئی مقادیر COD شد. بازده کل سیستم در این فرآیند برای حذف COD و ماده رنگزا به ترتیب ۹۱ و ۹۶ درصد گزارش شد. با استفاده از پیش‌تصفیه بی‌هوازی در این آزمایش، تنها مقادیر ۱۹ و ۱۱۸ میلی‌گرم بر لیتر یون آهن و هیدروژن پراکسید برای رسیدن به مقدار درصد حذف یکسان ماده رنگزا و COD مورد استفاده قرار گرفت که نشان‌دهنده اهمیت پیش‌تصفیه با راکتور UASB می‌باشد (۳۹).

<sup>2</sup> Venkatesh

<sup>3</sup> Total organic carbon

<sup>4</sup> Verma

<sup>1</sup> Tufaner

برای تولید انرژی تجدیدپذیر و کاهش مصرف سوخت ارائه می‌دهد (۳).

#### ۷- نتیجه‌گیری

تصفیه فاضلاب رنگرزی به‌دلیل وجود مواد سمی و آلودگی محیط‌زیست همواره مورد توجه بوده است. از طرفی با توجه به کمبود انرژی، بسیاری از کشورها به دنبال یک منبع انرژی تجدید پذیر می‌باشند. سیستم UASB علاوه بر مصرف انرژی پایین در مقابل سایر روش‌های عملیاتی برای تصفیه فاضلاب رنگرزی، با تولید گاز زیستی می‌تواند بخش قابل‌توجهی از نیاز انرژی را برآورده سازد. راکتور UASB برای تصفیه فاضلاب با بار آلی بالا مورد استفاده قرار می‌گیرد که توانایی بالایی در حذف COD و ماده رنگزا فاضلاب دارد. بازده حذف ماده رنگزا و COD در این راکتور برای تصفیه فاضلاب‌های رنگرزی به ترتیب ۷۵-۹۰ و ۸۵-۶۰ درصد گزارش شده است. عوامل موثر بر راکتور UASB در تصفیه فاضلاب رنگرزی شامل غلظت و ساختار سوبسترا و ماده رنگزا، دما، pH، خاصیت بازی، واسطه‌های ردوکس، HRT و می‌باشد. طبق تحقیقات انجام شده مقدار بهینه HRT برای حذف ترکیبات رنگی در راکتور UASB ۱۲-۲۴ ساعت می‌باشد اما اگر هدف از تصفیه پساب حذف مقادیر بالای COD توام با رنگبری باشد، مقادیر بالاتر از ۲۴ ساعت مورد نیاز می‌باشد زیرا بازده حذف COD با افزایش HRT افزایش می‌یابد. همچنین مطالعات نشان داد با افزایش غلظت ماده رنگزا تا ۳۰۰ میلی‌گرم بر لیتر در راکتور UASB بازده رنگبری افزایش می‌یابد. از طرفی با افزایش غلظت ماده رنگزا، بازده حذف COD کاهش می‌یابد. همچنین مطالعات نشان داد افزایش غلظت سوبسترا تاثیر به‌سزایی در افزایش بازده رنگبری ندارد. وجود واسطه‌های ردوکس به‌دلیل خاصیت الکترون‌دهندگی خود به‌طور قابل‌توجهی بازده رنگبری را افزایش می‌دهد. pH بهینه برای فعالیت متانوزن‌ها نیز در گستره خنثی قرار دارد. با کنترل این مشخصه‌های عملیاتی می‌توان به حداکثر بازدهی فرآیند دست یافت. در نهایت فناوری UASB به دلیل تولید گاز زیستی فرصتی را در تصفیه‌خانه‌های فاضلاب برای تولید انرژی تجدیدپذیر و کاهش مصرف سوخت ارائه می‌دهد.

#### تشکر و قدردانی

این طرح مطالعاتی با اعتبارات ویژه پژوهشی (گرننت شماره ۱۴۰۲۶۰۵۴) پژوهشگاه مواد و انرژی انجام شد.

#### تعارض منافع

هیچ‌گونه تعارض منافع توسط نویسندگان بیان نشده است.

دقیقه اختلاط سریع با سرعت ۸۰ دور در دقیقه انجام شد و سپس به مدت ۲۰ دقیقه ته‌نشینی انجام گرفت. بازده حذف ماده رنگزا و COD به ترتیب ۹۹ و ۵۵ درصد گزارش شد. پس از آن فاضلاب وارد راکتور UASB شد. در این آزمایش از دو راکتور با حجم‌های ۴/۶۲ و ۱۲/۱۸ لیتر استفاده شد. به منظور تسریع فعالیت میکروبی و رسیدن سریع‌تر به حالت پایدار، راکتورها در ابتدا با خوراک سنتزی حاوی ۱۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر ساکارز تغذیه شدند. این خوراک عاری از مواد شیمیایی و فاضلاب بود. پس از حذف ۷۵ درصد COD راکتورها با پساب سنتزی نساجی تغذیه شدند. حذف بالای COD تا ۸۸ درصد در تمام HRTها (۱۶، ۲۰ و ۲۴ ساعت) دیده شد. اما بالاترین بازده حذف COD مربوط به سیستم ترکیبی پیش‌تصفیه فیزیکی-شیمیایی و UASB با HRT ۲۰ ساعت بود که به میزان ۹۹ درصد گزارش شد. در راکتور UASB بدون پیش‌تصفیه نیز این مقدار به ۹۲ درصد رسید و همچنین بازده حذف ماده رنگزا نیز ۹۲ درصد گزارش شد (۴۱).

#### ۶- چالش‌ها و چشم‌انداز آینده

علی‌رغم مزایای ذکر شده راکتور UASB در تصفیه فاضلاب‌های رنگی در مقاله حاضر، چهار مورد زیر را می‌توان به عنوان محدودیت در تصفیه پساب رنگی در نظر گرفت: ۱- آماده‌سازی گرانول‌های لجن یک فرآیند زمان‌بر است که باعث ایجاد دوره‌ی راه‌اندازی طولانی مدت در راکتور می‌شود. ۲- عدم تعادل بین عوامل مختلف تاثیرگذار بر عملکرد راکتور UASB ذکر شده در تحقیق حاضر، منجر به افت کارایی راکتور UASB می‌شود، علاوه بر آن میکروارگانیزم‌های بی‌هوازی به غلظت‌های بالای شوری، سولفات و ماده رنگزا حساس می‌باشند به طوری که اگر این مسئله به دقت کنترل نشود منجر به بروز مشکلات در فرآیند می‌شود. ۳- لجن حاوی ترکیبات رنگی یک چالش بزرگ برای محیط‌زیست می‌باشد که به آب‌گیری، خشک‌کردن، تثبیت و گندزدایی نیاز دارد و مدیریت صحیح در دفع آن‌ها همواره باید تضمین گردد. ۴- فرآیندهای بی‌هوازی ممکن است قادر به حذف برخی از متابولیت‌های حاصل از هضم بی‌هوازی مانند آروماتیک آمین‌ها نباشد بنابراین عموماً یک روش پس‌تصفیه مورد نیاز می‌باشد که به‌طور معمول در صنایع از سیستم بی‌هوازی-هوازی استفاده می‌شود. بنابراین تحقیقات بیشتر برای انتخاب بهترین سیستم همچنان ادامه دارد. همچنین بیشتر تحقیقات صورت گرفته در تصفیه فاضلاب رنگی در سیستم UASB در مقیاس آزمایشگاهی انجام شده است بنابراین مطالعات آینده باید بر روی بهینه‌سازی مشخصه‌های تاثیر راکتورهای UASB و ارزیابی امکان‌سنجی فنی و اقتصادی در مقیاس کامل و همچنین بازیابی گاز زیستی از تصفیه فاضلاب حاوی رنگ متمرکز شود. تصفیه‌خانه‌های فاضلاب عموماً تقاضای انرژی بالایی دارند از این رو فناوری UASB فرصت‌هایی را

## ۸- مراجع

- Rustrian E, Cervantes FJ, van Haandel AC, Monroy O, Celis B. Advanced biological treatment processes for industrial wastewaters, IWA publishing, 2006. <https://doi.org/10.2166/9781780402345>.
- Saratale RG, Saratale GD, Chang JS, Govindwar SP. Bacterial decolorization and degradation of azo dyes: a review, *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* 2011;42(1):138-157. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2010.06.006>.
- de Almeida R, de Souza Guimarães C. Up-Flow anaerobic sludge blanket reactors in dye removal: mechanisms, influence factors, and performance, In *Biological Approaches in Dye-Containing Wastewater: Volume 1*, Singapore: Springer, 2022;201-227.
- Bahia M, Borges TA, Passos F, Aquino SF, Silva SD. Evaluation of a combined system based on an upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) and sallow polishing pond (SPP) for textile effluent treatment, *Braz. Arch. Biol. Technol.* 2020;30-63. <https://doi.org/10.1590/1678-4324-2020180130>.
- Sohouli E, Shahdost Fard F, Nazarian F. Evaluation of the effectiveness of most important treatment methods for the decolorization of dyes, *JSCW* 1397;8(4):77-93. <https://dorl.net/dor/20.1001.1.22517278.1397.8.4.7.0> (In Persian).
- Carvalho JR, Amaral FM, Florencio L, Kato MT, Delforno TP, Gavazza S. Microaerated UASB reactor treating textile wastewater: The core microbiome and removal of azo dye Direct Black 22, *Chemosphere* 2020;242:125157. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2019.125157>
- Amaral FM, Florêncio L, Kato MT, Santa-Cruz PA, Gavazza S. Hydraulic retention time influence on azo dye and sulfate removal during the sequential anaerobic-aerobic treatment of real textile wastewater, *Water Sci. Technol.* 2017;76(12):3319-27. <https://doi.org/10.2166/wst.2017.378>
- Li F, Zhao K, Ng TSA, Dai Y, Wang CH. Sustainable production of bio-oil and carbonaceous materials from biowaste co-pyrolysis, *Chem. Eng. J.* 2022;427:131821, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2021.131821>
- Amaral FM, Kato MT, Florêncio L, Gavazza S. Color, organic matter and sulfate removal from textile effluents by anaerobic and aerobic processes, *Bioresour. Technol.* 2014;163:364-69. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.04.026>
- Işık M, Sponza DT. Effects of alkalinity and co-substrate on the performance of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor through decolorization of Congo Red azo dye, *Bioresour. Technol.* 2005;96(5):633-43. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.06.004>
- Hossain MS, Sarker P, Rahaman M, Ahmed FF, Molla Rahman S, Uddin MK. Biological treatment of textile wastewater by total aerobic mixed bacteria and comparison with chemical fenton process. *Pollut.* 2022;8(4):1418-1433. <https://doi.org/10.22059/poll.2022.340753.1408>
- Hai FI, Yamamoto K, Fukushi K. Hybrid treatment systems for dye wastewater, *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 2007;37(4):315-77. <https://doi.org/10.1515/reveh-2018-0013>.
- Somasiri W, Ruan W, Xiufen L, Jian C. Decolourization of textile wastewater containing acid dyes in UASB reactor system under mixed anaerobic granular sludge, *EJEAFChE*, 2006;5(1):1224-1234. <https://doi.org/10.1007/s11270-012-1276-4>
- Dafale N, Wate S, Meshram S, Neti NR. Bioremediation of wastewater containing azo dyes through sequential anaerobic-aerobic bioreactor system and its biodiversity, *Environ. Rev.* 2010;18:21-36. <https://doi.org/10.1139/A10-001>.
- Bidu JM, Rwiza M, Njau KN, Bruggen BV. Textile wastewater treatment in anaerobic reactor: Influence of domestic wastewater as co-substrate in color and COD removal, *S. Afr. J. Chem. Eng.* 2023;43(59):112-121. <https://doi.org/10.1016/j.sajce.2022.10.007>
- Ferraz Jr AD, Kato MT, Florencio L, Gavazza S. Textile effluent treatment in a UASB reactor followed by submerged aerated biofiltration, *Water Sci. Technol.* 2011;64(8):1581-1589. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.674>.
- Madsen M, Holm-Nielsen JB, Esbensen KH. Monitoring of anaerobic digestion processes: A review perspective, *Renew. Sustain. Energy Rev.* 2011;15(6):3141-3155. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.04.026>
- Monnet F. An introduction to anaerobic digestion of organic wastes, *Remade Scotland* 2003;379:1-48. [https://doi.org/10.1007/978-3-319-24708-3\\_2](https://doi.org/10.1007/978-3-319-24708-3_2)
- Li Y, Chen Y, Wu J. Enhancement of methane production in anaerobic digestion process: A review, *Appl. Energy* 2019;240:120-137. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.01.243>
- Náthia-Neves G, Berni M, Dragone G, Mussatto SI, Forster-Carneiro T. Anaerobic digestion process: technological aspects and recent developments, *Int. J. Environ. Sci. Technol.* 2018;15:2033-2046. <https://doi.org/10.1007/s13762-018-1682-2>
- Nguyen LN, Nguyen AQ, Nghiem L D. Microbial community in anaerobic digestion system: Progression in microbial ecology. *Int. J. Water Wastewater Treat.* 2019;331-355. [https://doi.org/10.1007/978-981-13-3259-3\\_15](https://doi.org/10.1007/978-981-13-3259-3_15).
- Lecker B, Illi L, Lemmer A, Oechsner H. Biological hydrogen methanation – a review, *Bioresour. Technol.* 2017;245:1220-1228. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.176>
- Fu S, Angelidaki I, Zhang Y. In situ biogas upgrading by CO<sub>2</sub>-to-CH<sub>4</sub> bioconversion, *Trends Biotechnol.* 2021;39(4):336-47. <https://doi.org/10.1016/j.tibtech.2020.08.006>
- Rajendran K, Aslanzadeh S, Taherzadeh MJ. Household biogas digesters—A review. *Energies* 2012;5(8):2911-42. <https://doi.org/10.3390/en5082911>
- Bharathiraja B, Sudharsana T, Jayamuthunagai J, Praveenkumar R, Chozhavendhan S, Iyyappan J. Biogas production—A review on composition, fuel properties, feed stock and principles of anaerobic digestion, *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2018;570-82. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.03.093>
- Kothari R, Pandey AK, Kumar S, Tyagi VV, Tyagi SK. Different aspects of dry anaerobic digestion for bio-energy: An overview, *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2014;39:174-95. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.011>
- Bal AS, Dhagat NN. Upflow anaerobic sludge blanket reactor a review, *Indian J. Environ. Health.* 2001;43(2):1-82.



28. Chong S, Sen TK, Kayaalp A, Ang HM. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment—a state-of-the-art review, *Water Res.* 2012;46(11):3434-70. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.066>.
29. dos Santos AB, Bisschops IA, Cervantes FJ, van Lier JB. Effect of different redox mediators during thermophilic azo dye reduction by anaerobic granular sludge and comparative study between mesophilic (30 C) and thermophilic (55 C) treatments for decolourisation of textile wastewater, *Chemosphere* 2004;55(9):1149-57. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2004.01.031>.
30. de Barros AN, da Silva ME, Firmino PI, de Vasconcelos EA, dos Santos AB. Impact of microaeration and the redox mediator Anthraquinone-2, 6-Disulfonate on azo dye reduction and by-products degradation, *Clean (Weinh)* 2018;46(8):1700518. <https://doi.org/10.1002/clen.201700518>.
31. Brás R, Gomes A, Ferra MI, Pinheiro HM, Gonçalves IC. Monoazo and diazo dye decolourisation studies in a methanogenic UASB reactor, *J. Biotechnol.* 2005;15(1):57-66. <https://doi.org/10.1016/j.jbiotec.2004.08.001>.
32. Fazal S, Huang S, Zhang Y, Ullah Z, Ali A, Xu H. Biological treatment of red bronze dye through anaerobic process, *Arab. J. Geosci.* 2019;12:1-7. <https://doi.org/10.1007/s12517-019-4572-0>.
33. Cui HM, Cui D, Liang B, Sangeetha T, Wang AJ, Cheng HY. Decolorization enhancement by optimizing azo dye loading rate in an anaerobic reactor, *RSC Adv.* 2016;6(55):49995-50001. <https://doi.org/10.1039/C6RA04665G>.
34. Murali V, Ong SA, Ho LN, Wong YS. Decolorization of methyl orange using upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor-An investigation of co-substrate and dye degradation kinetics, *Desalination* 2013;51(40-42):7621-30. <https://doi.org/10.1080/19443994.2013.782255>.
35. Ong SA, Toorisaka E, Hirata M, Hano T. Decolorization of azo dye (Orange II) in a sequential UASB-SBR system, *Sep. Purif. Technol.* 2005;42(3):297-302. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2004.09.004>.
36. Karatas M, Dursun S, Argun ME. The decolorization of azo dye reactive Black 5 in a sequential anaerobic-aerobic system, *Ekoloji* 2010;19(74):15-23.
37. Katal R, Zare H, Rastegar SO, Mavaddat P, Darzi GN. Removal of dye and chemical oxygen demand (COD) reduction from textile industrial wastewater using hybrid bioreactors, *Environ. Eng. Manag. J.* 2014;13(1). <https://doi.org/10.30638/eemj.2014.007>.
38. Bahia M, Passos F, Adarme OF, Aquino SF, Silva SQ. Anaerobic-aerobic combined system for the biological treatment of azo dye solution using residual yeast, *Water Environ. Res.* 2018;90(8):729-37. <https://doi.org/10.2175/106143017X15131012153167>.
39. Tufaner F. Evaluation of COD and color removals of effluents from UASB reactor treating olive oil mill wastewater by Fenton process, *Sep. Sci. Technol.* 2020;55(18):3455-66. <https://doi.org/10.1080/01496395.2019.1682611>.
40. Venkatesh S, Venkatesh K, Quaff AR. Dye decomposition by combined ozonation and anaerobic treatment: Cost effective technology. *JAST* 2017;15(4):340-5. <https://doi.org/10.1016/j.jart.2017.02.006>
41. Verma AK, Bhunia P, Dash RR. Performance of UASB reactor treating synthetic textile wastewater: effect of physicochemical pretreatment, *Desalination* 2016;57(18):8050-60. <https://doi.org/10.1080/19443994.2015.1017739>.

#### How to cite this article:

Vanaki A, Abdollahzadeh Sharghi E, Boanakdarpour B, Shariati M. Investigating the Performance of Up-flow Anaerobic Sludge Blanket Reactor in Textile Dyeing Wastewater Treatment. *J Stud color world.* 2023;13(3):283-299. <https://dorl.net/dor/20.1001.1.22517278.1402.13.3.4.0> [In Persian].