

BỘ GIÁO DỤC
VÀ ĐÀO TẠO

VIỆN HÀN LÂM KHOA HỌC
VÀ CÔNG NGHỆ VIỆT NAM

HỌC VIỆN KHOA HỌC VÀ CÔNG NGHỆ



TRỊNH MINH VIỆT

**NGHIÊN CỨU XỬ LÝ AMONI NỒNG ĐỘ CAO TRONG NƯỚC
THẢI BẰNG THIẾT BỊ LI TÂM HIỆU NĂNG CAO HP2R
(HIGH-PERFORMANCE ROTATING REACTOR)**

LUẬN ÁN TIẾN SĨ KỸ THUẬT MÔI TRƯỜNG

TRỊNH MINH VIỆT

2026

Hà Nội - 2026

BỘ GIÁO DỤC
VÀ ĐÀO TẠO

VIỆN HÀN LÂM KHOA HỌC
VÀ CÔNG NGHỆ VIỆT NAM

HỌC VIỆN KHOA HỌC VÀ CÔNG NGHỆ

TRỊNH MINH VIỆT

**NGHIÊN CỨU XỬ LÝ AMONI NỒNG ĐỘ CAO TRONG NƯỚC
THẢI BẰNG THIẾT BỊ LI TÂM HIỆU NĂNG CAO HP2R
(HIGH-PERFORMANCE ROTATING REACTOR)**

LUẬN ÁN TIẾN SĨ KỸ THUẬT MÔI TRƯỜNG

Ngành: Kỹ thuật môi trường

Mã số: 9 52 03 20

**Xác nhận của Học viện
Khoa học và Công nghệ**

**Người hướng dẫn 1
(Ký, ghi rõ họ tên)**

**Người hướng dẫn 2
(Ký, ghi rõ họ tên)**

PGS.TS. Đỗ Văn Mạnh PGS. TS. Ngô Thanh Long

Hà Nội - 2026

LỜI CAM ĐOAN

Tôi xin cam đoan luận án: "**Nghiên cứu xử lý amoni nồng độ cao trong nước thải bằng thiết bị li tâm hiệu năng cao HP2R (High-performance rotating reactor)**" là công trình nghiên cứu của chính mình dưới sự hướng dẫn khoa học của tập thể hướng dẫn.

Luận án sử dụng thông tin trích dẫn từ nhiều nguồn tham khảo khác nhau và các thông tin trích dẫn được ghi rõ nguồn gốc. Các kết quả nghiên cứu của tôi được công bố chung với các tác giả khác đã được sự nhất trí của đồng tác giả khi đưa vào luận án. Các số liệu, kết quả được trình bày trong luận án là hoàn toàn trung thực và chưa từng được công bố trong bất kỳ một công trình nào khác ngoài các công trình công bố của tác giả. Luận án được hoàn thành trong thời gian tôi làm nghiên cứu sinh tại Học viện Khoa học và Công nghệ, Viện Hàn lâm Khoa học và Công nghệ Việt Nam.

Hà Nội, ngày 23 tháng 12 năm 2025

Tác giả luận án
(Ký và ghi rõ họ tên)

Trịnh Minh Việt

LỜI CẢM ƠN

Tôi xin trân trọng gửi lời cảm ơn Viện Khoa học Công nghệ Năng lượng và Môi trường, Học viện Khoa học và Công nghệ, Viện Hàn lâm Khoa học và Công nghệ Việt Nam đã tạo mọi điều kiện thuận lợi cho tôi học tập, nghiên cứu để hoàn thành Luận án.

Tôi xin chân thành cảm ơn PGS.TS. Đỗ Văn Mạnh và TS. Ngô Thanh Long đã truyền đạt, chỉ dạy kiến thức, đánh thức tiềm năng, nhiệt huyết, đam mê nghiên cứu khoa học, học tập không ngừng.

Tôi xin gửi lời cảm ơn tới Nhóm nghiên cứu thuộc phòng Công nghệ xử lý Chất thải rắn và Khí thải (nay là phòng Năng lượng – Môi trường) thuộc Viện Khoa học công nghệ Năng lượng và Môi trường đã tạo điều kiện cho tôi tham gia nghiên cứu khoa học đề tài: “Nghiên cứu chế tạo thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay HP2R (High-Performance Rotating Reactor) để xử lý nước thải nhiễm amoni nồng độ cao” số VAST07.03/22-23 của Viện và thực hiện các thực nghiệm thuộc nghiên cứu.

Tôi xin trân trọng bày tỏ lòng biết ơn sâu sắc tới Quỹ Đổi mới sáng tạo Vingroup (VinIF), Tổ chức Khoa học và Giáo dục – Gặp gỡ Việt Nam (Rencontres du Vietnam), và Tập đoàn Novatech đã dành sự tin tưởng và hỗ trợ quý báu thông qua các học bổng (học bổng VINIF.2023.TS.149, học bổng Vallet 2023/2025, học bổng Novatech 2024) trong suốt thời gian tôi theo học chương trình Tiến sĩ.

Cuối cùng, tôi xin chân thành cảm ơn gia đình, đồng nghiệp và bạn bè đã động viên, khích lệ tôi trong suốt quá trình học tập và hoàn thành Luận án.

Trân trọng cảm ơn!

Hà Nội, ngày 23 tháng 12 năm 2025

Tác giả luận án
(Ký và ghi rõ họ tên)

Trịnh Minh Việt

MỤC LỤC

	Trang
LỜI CAM ĐOAN	i
LỜI CẢM ƠN	ii
MỤC LỤC	iii
DANH MỤC CÁC CHỮ VIẾT TẮT	v
DANH MỤC CÁC KÝ HIỆU	vii
DANH MỤC CÁC BẢNG.....	viii
DANH MỤC CÁC HÌNH VẼ, ĐỒ THỊ	ix
MỞ ĐẦU.....	1
CHƯƠNG I. TỔNG QUAN NGHIÊN CỨU	4
1.1. Amoni/amoniac trong nước thải.....	4
1.1.1. Thông tin chung về amoni/amoniac	4
1.1.2. Các loại nước thải giàu amoni.....	8
1.1.3. Tác hại của amoni trong môi trường nước	15
1.2. Các phương pháp truyền thống để xử lý amoni trong nước thải.....	16
1.2.1. Xử lý sinh học	16
1.2.2. Kết tủa hoá học	20
1.2.3. Trao đổi ion	22
1.2.4. Hấp phụ	24
1.2.5. Màng lọc.....	27
1.2.6. Stripping	30
1.2.7. So sánh các phương pháp xử lý amoni trong nước thải	34
1.3. Xu hướng xử lý nước thải kết hợp thu hồi tài nguyên	36
1.3.1. Xu hướng thu hồi amoni từ nước thải	36
1.3.2. Khả năng thu hồi amoni từ nước thải bằng phương pháp stripping	38
1.3.3. Nhược điểm của sử dụng tháp stripping truyền thống.....	40
1.4. Kỹ thuật tiếp xúc ly tâm và các ứng dụng để tăng cường truyền khối trong thực tiễn.....	43
1.4.1. Lịch sử hình thành và nguyên lý của kỹ thuật tiếp xúc ly tâm	43
1.4.2. Một số đặc tính thủy lực của quá trình truyền khối tiếp xúc ly tâm	44
1.4.3. Một số ứng dụng của thiết bị tiếp xúc ly tâm	51
1.5. Sự cần thiết của nghiên cứu ứng dụng công nghệ ly tâm trong xử lý nước thải giàu amoni tại Việt Nam.....	54
1.5.1. Tình hình nghiên cứu và ứng dụng công nghệ trong xử lý amoni tại Việt Nam	54

1.5.2. Tình hình nghiên cứu trong nước về kỹ thuật tiếp xúc ly tâm.....	57
1.5.3. Tiểu kết chương I: Sự cần thiết phải triển khai nghiên cứu.....	58
CHƯƠNG II. ĐỐI TƯỢNG VÀ PHƯƠNG PHÁP NGHIÊN CỨU.....	62
2.1. Đối tượng nghiên cứu	62
2.1.1. Thiết bị phản ứng li tâm HP2R	62
2.1.2. Nước thải	65
2.1.3. Hóa chất, thiết bị.....	67
2.2. Phương pháp nghiên cứu.....	68
2.2.1. Phương pháp thực nghiệm	68
2.2.2. Phương pháp phân tích.....	76
2.2.3. Phương pháp tính toán.....	77
2.2.4. Phương pháp xử lý số liệu và đảm bảo chất lượng	80
CHƯƠNG III: KẾT QUẢ VÀ THẢO LUẬN.....	82
3.1. Kết quả khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni bằng thiết bị HP2R từ nước thải.....	82
3.1.1. Kết quả khảo sát stripping amoni bằng thiết bị HP2R với nước thải mô phỏng	82
3.1.2. Kết quả khảo sát stripping amoni bằng thiết bị HP2R với nước thải chăn nuôi	87
3.1.3. Kết quả khảo sát stripping amoni bằng thiết bị HP2R với nước rỉ rác	93
3.2. Kết quả thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R từ nước thải.....	107
3.2.1. Kết quả xử lý kết hợp thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R từ nước thải mô phỏng	107
3.2.2. Kết quả xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước rỉ rác.....	115
3.3. Đề xuất mô hình ứng dụng thiết bị HP2R để xử lý và thu hồi amoni trong nước thải nồng độ cao quy mô thực tế.....	130
3.3.1. Sơ bộ chi phí vận hành ở quy mô 150 m ³ /ngày.đêm	130
3.3.2. Hướng áp dụng mô hình ở quy mô thực tế.....	135
KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ.....	139
Kết luận.....	139
Kiến nghị.....	140
DANH MỤC CÔNG TRÌNH CỦA TÁC GIẢ.....	141
TÀI LIỆU THAM KHẢO.....	142
PHỤ LỤC KẾT QUẢ THÍ NGHIỆM	153

DANH MỤC CÁC CHỮ VIẾT TẮT

Từ viết tắt	Tiếng Anh	Tiếng việt
ANAMMOX	Anaerobic ammonium oxidation	Ôxy hóa kị khí amoni
AnMBR	Anaerobic membrane bioreactor	Hệ phản ứng sinh học màng kỵ khí
BOD	Biochemical Oxygen Demand	Nhu cầu ôxy sinh hóa
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite	Xử lý nitơ tự dưỡng thông qua nitrit
CFD	Computational Fluid Dynamics	Mô hình tính toán động lực học chất lỏng
COD	Chemical oxygen demand	Nhu cầu ôxy hóa học
CSTR	Continuous Stirred Tank Reactor	Bể phản ứng khuấy tiếp diễn
GAC	Granular activated carbon	Than hoạt tính dạng hạt
GDP	Gross domestic product	Tổng sản phẩm quốc nội
HGRPB	HiGee Rotating Packed Bed	Thiết bị đệm quay HiGee
HiGee	High-Gravity	Trọng lực lớn
HP2R	High-Performance Rotating Reactor	Thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay
ISE	Ion selective electrode	Điện cực ion chọn lọc
CFD	Computational Fluid Dynamics	Mô hình tính toán động lực học chất lỏng
MF	Microfiltration	Màng vi lọc
NF	Nanofiltration	Màng lọc nano
OLAND	Oxygen-limited autotrophic nitrification/denitrification	Nitrat hóa/khử nitrat tự dưỡng thiếu ôxy
PAC	Powdered activated carbon	Than hoạt tính dạng bột
PHREEQC	pH-REdox-Equilibrium in C programming language	Mô hình địa hóa mã nguồn mở
PVDF	polyvinylidene fluoride	Màng sinh học polyvinylidene fluoride
RNA	Ribonucleic acid	Axit Ribonucleic
RO	Reverse osmosis	Màng lọc thẩm thấu ngược

Từ viết tắt	Tiếng Anh	Tiếng việt
rpm	Revolution per minute	Đơn vị tốc độ vòng quay: vòng/phút
SHARON	Single reactor system for High activity Ammonium Removal Over Nitrite	Hệ thống phản ứng đơn xử lý amoni hiệu năng cao qua nitrit
SS	Suspended solid	Chất rắn lơ lửng
TAN	Total ammonia nitrogen	Tổng amoni nitơ
TN	Total nitrogen	Tổng nitơ
TSS	Total suspended solid	Tổng chất rắn lơ lửng
U.S.EPA	United States Environmental Protection Agency	Cơ quan bảo vệ môi trường Hoa Kỳ
UF	Ultrafiltration	Màng siêu lọc
VOCs	Volatile organic compounds	Hợp chất hữu cơ dễ bay hơi
VSEPR	Valence shell electron pair repulsion	Cặp điện tử vỏ hoá trị đẩy nhau

DANH MỤC CÁC KÝ HIỆU

A_c	: diện tích mặt cắt phương ngang đệm
a_p	: diện tích bề mặt lớp đệm
C_{Li}	: nồng độ NH_3 -N trong nước thải đầu vào
C_{Lo}	: nồng độ NH_3 -N trong nước thải đầu ra
C_{Lt}	: nồng độ NH_3 -N trong nước thải tại thời điểm t
C_{Lf}	: nồng độ NH_3 -N trong nước thải tại thời điểm cuối cùng
C_{At}	: nồng độ NH_3 -N trong dung dịch thu hồi tại thời điểm t
D_L	: hệ số khuếch tán phân tử chất lỏng
d_p	: đường kính trung bình lớp đệm
$Gr_{L,avg}$	: hệ số Grashof pha lỏng dựa trên bán kính đệm trung bình
H_c	: hằng số định luật Henry không thứ nguyên
HTU	: chiều cao đơn vị chuyển khối
HTU _{OL}	: chiều cao đơn vị chuyển khối trở lực pha lỏng
K_{La}	: hệ số chuyển khối tổng quát
K_L	: hằng số tốc độ phản ứng tính theo mô hình giả động học bậc 1
pH_i	: pH của nước thải trước khi stripping
Q_G	: lưu lượng khí
Q_L	: lưu lượng nước thải
Re_G	: hệ số Reynolds pha khí
Re_L	: hệ số Reynolds pha lỏng
r_i	: bán kính trong của đệm
r_o	: bán kính ngoài của đệm
r_{avg}	: bán kính trung bình của đệm
S	: hệ số stripping
T_{Li}	: nhiệt độ nước thải ban đầu
V_A	: thể tích dung dịch hấp thụ
V_B	: thể tích đệm
V_{ww}	: thể tích nước thải
Z_B	: chiều cao đệm
$\eta, \eta_{removal}$	: hiệu suất stripping/hiệu suất xử lý amoni
$\eta_{recover}$	: hiệu suất thu hồi amoni
ω	: tốc độ quay của đệm
u_L	: vận tốc bề mặt chất lỏng
p_L	: khối lượng riêng nước rỉ rác
p_G	: khối lượng riêng pha khí chứa NH_3
μ_L	: độ nhớt pha lỏng
μ_G	: độ nhớt không khí chứa NH_3
v_L	: độ nhớt động học pha lỏng

DANH MỤC CÁC BẢNG

<i>Bảng 1.1.</i> Thông tin chung của NH ₃	5
<i>Bảng 1.2.</i> Tính chất nước thải chăn nuôi tại Việt Nam	9
<i>Bảng 1.3.</i> Tính chất của nước rỉ rác qua từng thời điểm chôn lấp	12
<i>Bảng 1.4.</i> Thông số vận hành và hiệu quả xử lý amoniac bằng phương pháp stripping trong các nghiên cứu	34
<i>Bảng 1.5.</i> So sánh ưu nhược điểm của thiết bị tiếp xúc ly tâm và tháp tiếp xúc	53
<i>Bảng 1.6.</i> Hiệu quả làm sạch khí biogas của thiết bị HGRPB	58
<i>Bảng 2.1.</i> Các thông số thiết kế chính của thiết bị HP2R	64
<i>Bảng 2.2.</i> Danh mục thiết bị đi kèm với thiết bị HP2R và thông số kỹ thuật	65
<i>Bảng 2.3.</i> Tính chất ô nhiễm của mẫu nước thải chăn nuôi lợn	66
<i>Bảng 2.4.</i> Tính chất ô nhiễm của mẫu nước rỉ rác.....	67
<i>Bảng 2.5.</i> Các điều kiện vận hành thực hiện trong khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải.....	73
<i>Bảng 2.6.</i> Các điều kiện vận hành trong thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải	76
<i>Bảng 2.7.</i> Các phương pháp phân tích sử dụng trong nghiên cứu.....	76
<i>Bảng 2.8.</i> Các thông số thủy động lực của pha lỏng chứa NH ₃ và pha khí.....	79
<i>Bảng 3.1.</i> Thông số và kết quả thí nghiệm stripping amoni theo chu kỳ	86
<i>Bảng 3.2.</i> So sánh các phương pháp xử lý NH ₃ -N nồng độ cao trong nước thải chăn nuôi lợn	92
<i>Bảng 3.3.</i> Các hệ số tính toán từ mô hình dự đoán η và K_{La} của quá trình stripping NH ₃ -N từ nước rỉ rác.....	105
<i>Bảng 3.4.</i> So sánh hiệu quả xử lý và thu hồi NH ₃ -N từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R...	127
<i>Bảng 3.5.</i> So sánh giữa các công nghệ thu hồi NH ₃	129
<i>Bảng 3.6.</i> Chi phí hóa chất cho xử lý amoni quy mô 150 m ³ /ngày.đêm.....	131
<i>Bảng 3.7.</i> Chi phí hóa chất tiêu hao cho thu hồi amoni quy mô 150 m ³ /ngày.đêm	132
<i>Bảng 3.8.</i> Danh mục thiết bị và điện năng tiêu hao cho quá trình xử lý và thu hồi amoni quy mô 150 m ³ /ngày.đêm.....	133
<i>Bảng 3.9.</i> Chi phí vận hành đối với các phương pháp tiền xử lý và thu hồi amoni (tính theo VND/m ³ nước thải chăn nuôi).....	134

DANH MỤC CÁC HÌNH VẼ, ĐỒ THỊ

<i>Hình 1.1.</i> Chu trình nitơ trong tự nhiên	5
<i>Hình 1.2.</i> Tác động của nhiệt độ, độ pH và thành phần nước lên hàm lượng amoni (NH_4^+ , đường đứt nét) và amoniac (NH_3 , đường liền)	6
<i>Hình 1.3.</i> Quá trình hình thành nước rỉ rác tại bãi chôn lấp	11
<i>Hình 1.4.</i> Cấu tạo hệ phản ứng nitrit hoá từng phần và ôxi hoá kị khí NH_4^+	19
<i>Hình 1.5.</i> Quy trình hệ xử lý COD và tổng nitơ hiệu khí với màng MBR	20
<i>Hình 1.6.</i> Quy trình thu hồi amoni từ nước thải chăn nuôi bằng phương pháp kết tủa struvite	22
<i>Hình 1.7.</i> Cơ chế xử lý NH_4^+ bằng phương pháp trao đổi ion	23
<i>Hình 1.8.</i> Mô tả cơ chế hấp phụ amoni trên bề mặt vật liệu	25
<i>Hình 1.9.</i> So sánh hiệu năng của các loại màng lọc khác nhau	28
<i>Hình 1.10.</i> Sơ đồ quy trình thử nghiệm sử dụng màng thấm thấu trong xử lý amoni trong nước thải	29
<i>Hình 1.11.</i> Cấu tạo và cơ chế hoạt động của tháp stripping	32
<i>Hình 1.12.</i> Sơ đồ quy trình stripping amoni từ nước thải chăn nuôi lợn	33
<i>Hình 1.13.</i> So sánh các phương pháp xử lý amoni từ trong nước thải	35
<i>Hình 1.14.</i> Chu trình nitơ hiện nay trong tự nhiên và hoạt động công nghiệp	37
<i>Hình 1.15.</i> Sơ đồ thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni sử dụng tháp stripping và hấp thụ	40
<i>Hình 1.16.</i> Nguyên lý và hạn chế do phụ thuộc vào trọng lực của tháp stripping	42
<i>Hình 1.17.</i> Cơ chế hoạt động của thiết bị RPB	44
<i>Hình 1.18.</i> Ảnh hưởng của tốc độ rôto và lưu lượng không khí đến sự tổn thất áp suất (lưu lượng chất lỏng = 0,63 L/s; đường kính đệm = 76,2 cm)	45
<i>Hình 1.19.</i> Ảnh hưởng của lưu lượng khí đến sự tổn thất áp suất đối với lớp đệm tại thiết bị HiGee	45
<i>Hình 1.20.</i> Ba loại dòng chảy của chất lỏng của thiết bị RPB	46
<i>Hình 1.21.</i> Ước tính lực lưu chất lỏng khác nhau giữa lưu lượng chất lỏng (a) và gia tốc ly tâm (b)	48
<i>Hình 1.22.</i> Thời gian lưu của chất lỏng so với tốc độ quay ($G = 0$, tốc độ dòng chất lỏng: $\circ$ 1; $\square$ 1,5; $\triangle$ 2; $\diamond$ 2,5 m / h)	50
<i>Hình 1.23.</i> Quy trình xử lý nước rỉ rác của công ty Đại Phú Thịnh	56
<i>Hình 1.24.</i> Thiết bị HGRPB trong mô hình xử lý bùn thải nhà máy bai Sài Gòn tại Đắc Lắc	57
<i>Hình 1.25.</i> Thiết bị HP2R tại Viện KHCN Năng lượng và Môi trường	58
 <i>Hình 2.1.</i> Cấu tạo của thiết bị HP2R	62
<i>Hình 2.2.</i> Bản vẽ tổng thể thiết bị HP2R sử dụng trong nghiên cứu	63
<i>Hình 2.3.</i> Hình ảnh thực tế mặt trước và sau thiết bị HP2R	64
<i>Hình 2.4.</i> Sơ đồ khối trình tự nghiên cứu xử lý amoni nồng độ cao bằng thiết bị HP2R	69
<i>Hình 2.5.</i> Sơ đồ thí nghiệm khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải	70
<i>Hình 2.6.</i> Quy trình xử lý và thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R	74

<i>Hình 3.1.</i> Ảnh hưởng của pH đến hiệu quả xử lý NH_3 tại $\text{pH}_i = 11$ $Q_G/Q_L = 855$, $Q_L = 0,1$ L/min, $C_{Li} = 1000$ mg/L, $\omega = 600$ rpm ($n = 3$)	82
<i>Hình 3.2.</i> Ảnh hưởng của tốc độ vòng quay đến (a) hiệu quả xử lý NH_3 , (b) K_{La} và (c) HTU_{OL} tại $Q_G/Q_L = 855$, $Q_L = 0,1$ L/min, $C_{Li} = 1000$ mg/L, $\omega = 600$ rpm.....	83
<i>Hình 3.3.</i> Ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L tới (a) hiệu quả xử lý NH_3 , (b) K_{La} và (c) HTU_{OL} tại $Q_G = 0,10$ L/phút và $\text{pH}_i = 12$	85
<i>Hình 3.4.</i> Kết quả stripping amoni theo chu kì $Q_G/Q_L = 3054$, $\omega = 900$ rpm, và $C_{Li} = 1000$ mg/L	86
<i>Hình 3.5.</i> Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả stripping amoni từ nước thải chăn nuôi.....	88
<i>Hình 3.6.</i> Ảnh hưởng của ω đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi	89
<i>Hình 3.7.</i> Ảnh hưởng của Q_G/Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi	90
<i>Hình 3.8.</i> Ảnh hưởng của Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi	91
<i>Hình 3.9.</i> Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác	94
<i>Hình 3.10.</i> Ảnh hưởng của ω đến η và K_{La} của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác.....	95
<i>Hình 3.11.</i> Ảnh hưởng của tỉ lệ Q_G/Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác ($C_{Li} = 1399$ mg/L, $Q_L = 0,1$ L/phút).	98
<i>Hình 3.12.</i> Ảnh hưởng của Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác ($C_{Li} = 1399$ mg/L, $Q_G = 142$ L/phút)	100
<i>Hình 3.13.</i> Kết quả thí nghiệm stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác ở chế độ tuần hoàn.....	101
<i>Hình 3.14.</i> Sự thay đổi của nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ và pH trong quá trình thí nghiệm stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ tuần hoàn từ nước rỉ rác	101
<i>Hình 3.15.</i> So sánh giữa giá trị thực nghiệm và dự đoán của η (a) và K_{La} (b) của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác.	105
<i>Hình 3.16.</i> Diễn biến hiệu quả xử lý (a) và thu hồi amoni (b) trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_L = 0,2$ L/phút và $Q_G = 100$ L/phút.....	108
<i>Hình 3.17.</i> Diễn biến hiệu quả xử lý (a) và thu hồi amoni (b) trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_L = 0,2$ L/phút ở $\text{pH}_i = 11$	109
<i>Hình 3.18.</i> Diễn biến hiệu quả xử lý (a) và thu hồi amoni (b) trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_G = 200$ L/phút ở $\text{pH}_i = 11$	110
<i>Hình 3.19.</i> Ảnh hưởng của pH dung dịch hấp thụ đến hiệu quả thu hồi amoni tại $Q_G = 200$ L/phút, $Q_L = 0,20$ L/phút, $\text{pH}_i = 11$	111
<i>Hình 3.20.</i> Diễn biến nồng độ amoni trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_G = 100$ L/phút và $Q_L = 0,2$ L/phút ở các mức pH khác nhau.....	112
<i>Hình 3.21.</i> Diễn biến nồng độ amoni trong nước thải qua quá trình stripping với $\text{pH}_i = 11$ L/phút và $Q_L = 0,1$ L/phút ở các mức Q_G khác nhau.....	114
<i>Hình 3.22.</i> Diễn biến nồng độ amoni trong nước thải qua quá trình stripping với $\text{pH}_i = 11$ L/phút và $Q_G = 200$ L/phút ở các mức Q_L khác nhau.....	115
<i>Hình 3.23.</i> Ảnh hưởng của Q_G tới hiệu quả xử lý (a) và thu hồi (b) amoni từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R ($Q_L = 0,2$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C)	117
<i>Hình 3.24.</i> Ảnh hưởng của Q_G tới hiệu quả thu hồi amoni và tổng thời gian stripping để đạt < 100 mg/L NH_3 tại $Q_L = 0.2$ L/phút và $T_{Li} = 30$ °C	118
<i>Hình 3.25.</i> Diễn biến của pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ theo thời gian stripping tại bốn ngưỡng Q_G ($Q_L = 0,2$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C).....	119

<i>Hình 3.26.</i> Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải tới hiệu quả xử lý (a) và thu hồi (b) amoni từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R ($Q_G = 200$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C).....	120
<i>Hình 3. 27.</i> Ảnh hưởng của Q_L tới hiệu suất thu hồi amonia và tổng thời gian stripping để đạt < 100 mg/L NH_3 tại $Q_G = 200$ L/phút và $T_{Li} = 30$ °C.....	121
<i>Hình 3.28.</i> Diễn biến của pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ theo thời gian stripping tại bốn ngưỡng Q_L ($Q_G = 200$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C)	122
<i>Hình 3.29.</i> Ảnh hưởng của nhiệt độ nước thải tới hiệu quả xử lý (a) và thu hồi (b) amoni từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R ($Q_G = 200$ L/phút, $Q_L = 0,2$ L/phút)	123
<i>Hình 3. 30.</i> Ảnh hưởng của T_{Li} tới hiệu suất thu hồi amonia và tổng thời gian stripping để đạt < 100 mg/L NH_3 tại $Q_G = 200$ L/phút và $Q_L = 0,20$ L/phút	124
<i>Hình 3. 31.</i> Diễn biến của pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ theo thời gian stripping tại ba ngưỡng T_{Li} ($Q_G = 200$ L/phút, $Q_L = 0,2$ L/phút).....	124
<i>Hình 3.32.</i> Ảnh hưởng của Q_G (a), Q_L (b) và T_{Li} (c) tới K_L (tính theo mô hình giả động học bậc một) của quá trình stripping amoni tới $C_{Lt} < 100$ mg/L.....	125
<i>Hình 3. 33.</i> Hướng ứng dụng thiết bị HP2R ở quy mô thực tế.....	136
<i>Hình 3. 34.</i> Quy trình công nghệ đề xuất cho ứng dụng thiết bị HP2R cho xử lý và thu hồi amoni nồng độ cao tại hệ thống xử lý nước thải	137

MỞ ĐẦU

Amoni là một trong những chất ô nhiễm phổ biến và khó xử lý trong nước thải. Chất ô nhiễm này có nguồn gốc từ các hoạt động sản xuất công nghiệp, nông nghiệp và xử lý chất thải rắn, đặc biệt là nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác tại các bãi chôn lấp. Trong nhiều năm qua, đã có nhiều công nghệ được nghiên cứu và ứng dụng nhằm loại bỏ amoni khỏi nước thải, bao gồm các phương pháp sinh học, keo tụ hóa học, hấp phụ, trao đổi ion, màng lọc và stripping. Tuy nhiên, hầu hết các công nghệ này chỉ phát huy hiệu quả trong phạm vi nồng độ amoni đầu vào thấp hơn 200 mg/L. Khi nồng độ amoni vượt ngưỡng cao, đặc biệt như trong nước rỉ rác hoặc nước thải chăn nuôi, các phương pháp trên đều gặp nhiều hạn chế nghiêm trọng về mặt hiệu suất, vận hành và chi phí. Đối với quá trình xử lý sinh học, nồng độ amoni cao dẫn đến mất cân bằng tỷ lệ C/N (cacbon/nitơ), gây ức chế cho vi sinh vật và làm giảm hiệu quả xử lý nitơ. Các phương pháp hấp phụ và trao đổi ion cũng gặp khó khăn tương tự, khi tải lượng amoni cao làm tăng tần suất thay thế vật liệu, dẫn đến chi phí vận hành tăng mạnh. Trong khi đó, keo tụ hóa học yêu cầu sử dụng lượng lớn hóa chất, không chỉ làm tăng chi phí mà còn phát sinh lượng bùn thứ cấp cần xử lý tiếp theo. Màng lọc có khả năng xử lý hiệu quả các chất ô nhiễm nhưng lại cần hệ module lớn và chi phí cao để xử lý dòng nước có nồng độ amoni đậm đặc, đi kèm với thách thức trong việc xử lý dòng thải cô đặc sau cùng.

Trong bối cảnh đó, stripping – quá trình loại bỏ amoni bằng cách đẩy khí NH_3 ra khỏi nước dưới điều kiện pH và nhiệt độ thích hợp – là công nghệ thích hợp hơn đối với nước thải có nồng độ amoni cao. Tuy nhiên, để đạt được hiệu suất stripping cao với công suất lớn, thiết bị stripping thường cần kích thước lớn hoặc nhiều tháp hoạt động song song, từ đó làm tăng chi phí đầu tư ban đầu, chiếm diện tích và gây khó khăn cho các cơ sở xử lý có diện tích hạn chế. Gần đây, các nghiên cứu trên thế giới đã chỉ ra rằng việc ứng dụng nguyên lý lực ly tâm cường độ cao (HiGee) trong các thiết bị xử lý như stripping có thể mang lại nhiều ưu điểm vượt trội, bao gồm tăng cường tốc độ truyền khối, giảm thể tích thiết bị, rút ngắn thời gian lưu và nâng cao hiệu suất xử lý. Thiết bị ứng dụng nguyên lý HiGee đang được quan tâm như một giải pháp thay thế tiềm năng cho các tháp stripping truyền thống. Việc sử dụng thiết bị tiên tiến này có thể giúp khắc phục các nhược điểm nêu trên của công nghệ hiện

tại, đồng thời mở ra hướng tiếp cận mới cho việc xử lý các loại hình nước thải có tải lượng amoni cao.

Trên cơ sở đó, nghiên cứu này được thực hiện nhằm đánh giá hiệu quả quá trình stripping amoni bằng thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay (High Performance Rotating Reactor - HP2R) - một thiết bị tiếp xúc ứng dụng nguyên lý HiGee - đối với ba loại nước thải khác nhau: nước thải mô phỏng, nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác. Nội dung của luận án sẽ tập trung làm sáng tỏ vai trò của kỹ thuật HP2R ứng dụng trong quá trình loại bỏ thành phần nitơ trong môi trường nước. Để hoàn thành được ý tưởng khoa học này, nghiên cứu sinh sẽ chứng minh các lập luận khoa học thông qua việc khảo sát và đánh giá các thông số vận hành của kỹ thuật này như: ảnh hưởng của tốc độ ly tâm đến hiệu suất xử lý, lưu lượng khí (Q_G), lưu lượng nước (Q_L), pH và nhiệt độ, đồng thời tính toán hệ số truyền khối (K_{La}) và hiệu suất quá trình stripping (η) để xây dựng mô hình dự đoán. Ngoài ra, khảo sát khả năng thu hồi NH_3-N sau stripping cũng được thực hiện như một bước hướng tới phát triển quy trình xử lý – thu hồi vật chất theo hướng kinh tế tuần hoàn và bền vững.

Mục tiêu của luận án gồm:

- Khảo sát và đánh giá ảnh hưởng của pH, tốc độ vòng quay đệm (ω) lưu lượng khí (Q_G), lưu lượng nước (Q_L) và nhiệt độ nước thải (T_{Li}) tới quá trình stripping và thu hồi NH_3-N nồng độ cao từ nước thải sử dụng thiết bị HP2R.
- Xác định được điều kiện vận hành thiết bị HP2R tối ưu trong xử lý và thu hồi amoni nồng độ cao từ nước thải. Đề xuất hệ thống công nghệ để ứng dụng trong xử lý nước thải và thu hồi vật chất theo hướng kinh tế tuần hoàn.

Ý nghĩa khoa học và thực tiễn của đề tài nghiên cứu trong luận án:

- **Ý nghĩa khoa học:**

Luận án đã làm rõ cơ sở khoa học của quá trình stripping amoni trong điều kiện trường lực ly tâm cao thông qua việc phân tích ảnh hưởng của các thông số vận hành đến động học truyền khối và hiệu suất xử lý amoni trong nước thải nồng độ cao. Các kết quả thực nghiệm cung cấp dữ liệu định lượng về hệ số chuyển khối tổng quát (K_{La}) và hiệu suất stripping khi ứng dụng thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay (HP2R), qua đó bổ sung hiểu biết về cơ chế tăng cường truyền khối trong các hệ tiếp xúc khí – lỏng ứng dụng nguyên lý HiGee. Việc xây dựng và kiểm chứng mô hình dự đoán hiệu suất dựa trên dữ liệu thực nghiệm góp phần

thu hẹp khoảng cách giữa lý thuyết truyền khối và điều kiện vận hành thực tế, tạo nền tảng khoa học cho các nghiên cứu tiếp theo về tối ưu hóa và phát triển công nghệ xử lý nước thải giàu nitơ.

- ***Ý nghĩa thực tiễn:***

Các công nghệ loại bỏ nitơ hiện nay chủ yếu xử lý nước thải có nồng độ trung bình và thấp, nên hiệu quả còn hạn chế do tỷ lệ C/N chưa phù hợp. Xu hướng mới tập trung vào xử lý kết hợp thu hồi tài nguyên theo mô hình kinh tế tuần hoàn. Tuy nhiên, tháp stripping truyền thống chưa thu gom được khí NH_3 , gây ô nhiễm thứ cấp và lãng phí. Luận án đã chứng minh thiết bị HP2R có tiềm năng và hiệu quả cao trong xử lý nước thải giàu amoni, khắc phục các hạn chế trên và mở ra khả năng thu hồi amoni hiệu quả. Kết quả nghiên cứu cũng hỗ trợ định hướng ứng dụng kỹ thuật này trong thực tiễn thông qua các đánh giá vận hành và thực nghiệm.

Những đóng góp mới của luận án:

- Luận án đã khảo sát các yếu tố ảnh hưởng (pH, T_{Li}) và điều kiện vận hành (ω , Q_G , Q_L) của thiết bị HP2R tới hiệu quả stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ và hệ số chuyển khối tổng quát K_{La} của quá trình đối với nước thải mô phỏng, ước thải chăn nuôi và nước thải rỉ rác.
- Lần đầu tiên khi ứng dụng thiết bị HP2R đã nâng cao hiệu quả xử lý và thu hồi tối đa đạt lần lượt 95% và 85%, đặc biệt với nồng độ amoni cao trong nước thải (>1000 mg/L).

CHƯƠNG I. TỔNG QUAN NGHIÊN CỨU

1.1. Amoni/amoniac trong nước thải

1.1.1. Thông tin chung về amoni/amoniac

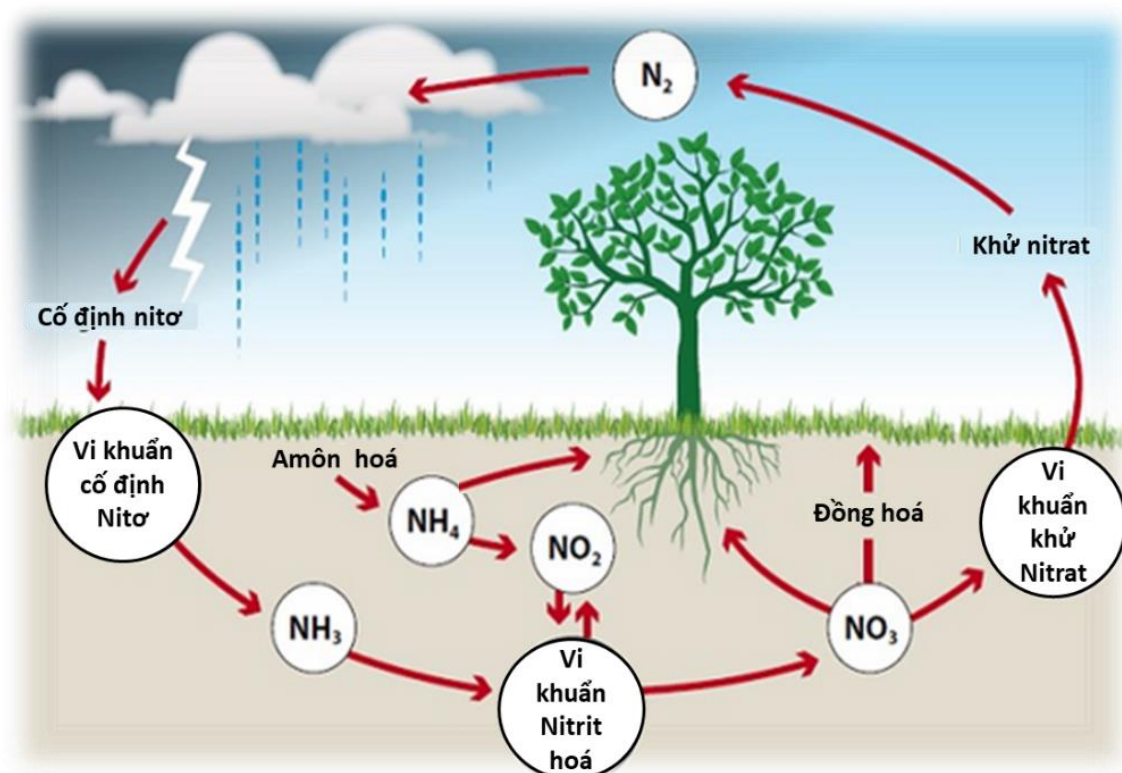
Amoni (NH_4^+) hay amoniac (NH_3) là hóa chất được tổng hợp nhiều thứ hai về khối lượng trên thế giới [1]. Trong hơn một thế kỷ qua, NH_3 công nghiệp sản xuất từ quá trình Haber-Bosch đã được sử dụng trong nhiều ứng dụng như sản xuất phân bón, thuốc nổ và môi chất lạnh. Hiện nay, một loạt các công dụng mới của NH_3 đang nổi lên trong các ngành năng lượng nhằm phát triển NH_3 như một phân tử lưu trữ năng lượng. Với sự ra đời của các công nghệ tổng hợp NH_3 tiên tiến, các dự báo cho thấy sản lượng NH_3 toàn cầu có thể tăng gấp đôi trong vòng 10 năm và tăng hơn 100 lần trong tương lai khi nhu cầu năng lượng gia tăng [2]. Thực tế, khi thế giới thúc đẩy các chiến lược cắt giảm cacbon, amoniac được xem như một giải pháp lưu trữ năng lượng tái tạo [3]. Tuy nhiên, tương tự như carbon, các nhà khoa học cũng đặt ra các câu hỏi tương tự với NH_3 khi việc giải phóng nitơ vào môi trường tự nhiên cũng gây nên các hậu quả ở các quy mô từ địa phương đến toàn cầu [4]. Những hậu quả này bao gồm phú dưỡng, suy thoái đa dạng sinh học, biến đổi chu trình địa sinh hóa nitơ (N), biến đổi khí hậu và nhiều tác động khác đến sức khỏe con người [5].

Trong môi trường nước có độ pH trung tính, NH_3 thường tồn tại dưới dạng ion NH_4^+ . NH_4^+ là một hợp chất cấu thành từ một phân tử nitơ và các phân tử hydro. Trong môi trường nước, hợp chất này là một chất ô nhiễm phổ biến, cùng với photpho gây nên hiện tượng phú dưỡng trong môi trường nước mặt. Trong tự nhiên, $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ được tạo thành từ chất thải của các loài động vật, và một lượng nhỏ trong nước mưa. Muối amoni clorua (NH_4Cl) trong tự nhiên cũng có thể được phát hiện tại những khu vực gần núi lửa. Dù hợp chất này phổ biến trong tự nhiên, nhưng nó có thể trở nên rất nguy hại nếu ở nồng độ cao. Dựa trên thuyết đẩy giữa các cặp electron hóa trị (VSEPR), phân tử NH_3 có dạng hình chóp tam giác, với tính lưỡng cực tạo nên bởi một cặp electron đơn độc. Sự phân cực này khiến NH_3 có khả năng tạo liên kết hydro thành NH_4^+ để hoàn tan trong nước. Tính chất hoá học và vật lý của NH_3 được thể hiện trong Bảng 1.1 [6].

Bảng 1.1. Thông tin chung của NH_3 [6]

Công thức hoá học:	NH_3
Hình dáng, mùi và dạng tồn tại:	Khí không màu có mùi khai mạnh, dễ dàng nhận biết ở nồng độ 20 ppm
Phân tử khối:	17,0
Nhiệt độ bay hơi (1 atm):	-28 °F (-33,4 °C)
Trọng lượng riêng (1 atm):	0,59
Nhiệt độ đông đặc/nhiệt độ chảy:	-107,9 °F (-77,7 °C)
Tỉ lệ tan trong nước (vol./vol. tại 68 °F):	0,848

NH_4^+ là phân tử trung tâm tham gia trong chu trình sinh địa hóa nitơ tự nhiên (Hình 1.1). Chu trình nitơ kết nối khí trơ N_2 trong khí quyển với nhiều dạng nitơ có hoạt tính sinh học và các dạng hữu cơ của nitơ, đóng vai trò quan trọng trong sự phát triển của sinh vật sống. Nitơ phản ứng bao gồm NH_4^+ , urê ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$), nitrat (NO_3^-), nitrit (NO_2^-) và các thành phần ở pha khí như NH_3 và các khí oxit nitơ, bao gồm nitric oxit (NO), điôxit nitơ (NO_2) và dinitơ oxit (N_2O) (Hình 1.1). Ngược lại, các dạng nitơ hữu cơ bao gồm protein, sắc tố, axit nucleic và các phân tử sinh hóa khác.



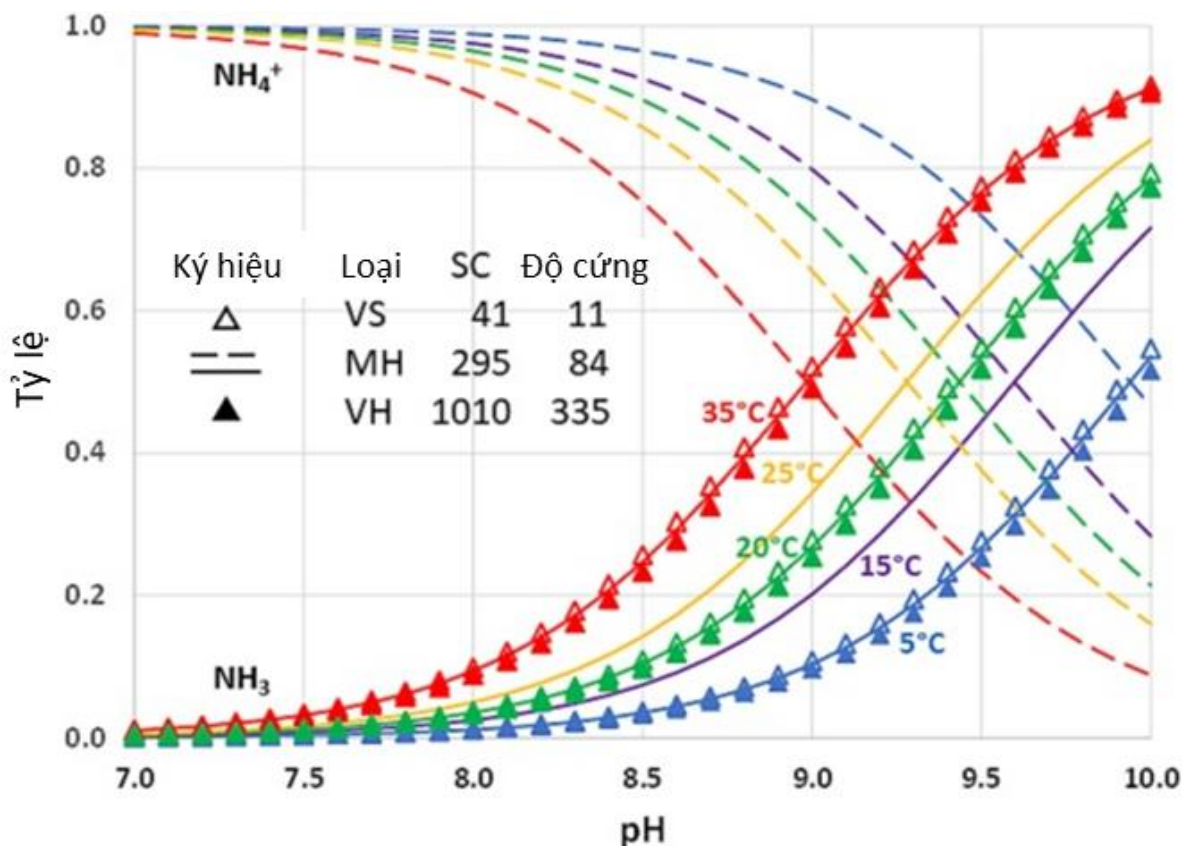
Hình 1.1. Chu trình nitơ trong tự nhiên [7]

Trong môi trường nước, thành phần này tồn tại dưới dạng hỗn hợp cân bằng giữa NH_3 không ion hóa và ion NH_4^+ , hai dạng này thường được đo cùng nhau dưới dạng tổng amoni nito (TAN) (Phương trình (1.1)). Nếu có mặt các hợp chất chứa NH_4^+ khác trong dung dịch, chúng cũng được tính vào nồng độ TAN trong nước. Tuy nhiên, NH_4^+ bị giữ lại trong pha rắn do hấp phụ hoặc trao đổi ion sẽ được đo riêng biệt.

$$\text{TAN} = \text{NH}_4^+ + \text{NH}_3 \quad (1.1)$$



Tại bất kỳ thời điểm nào, tỷ lệ NH_3 so với NH_4^+ trong nước phụ thuộc vào độ pH, nhiệt độ và ở mức độ thấp hơn là thành phần khoáng chất. NH_3 sẽ trở nên phổ biến hơn khi nhiệt độ và/hoặc pH tăng cao (Hình 1.2) [5]. So với dạng ion NH_4^+ cần có chất vận chuyển màng để xâm nhập vào tế bào, NH_3 dễ dàng tương tác với sinh lý tế bào và gây ra tác động độc hại đối với sinh vật thủy sinh. Một điểm khác biệt quan trọng khác là NH_3 , mặc dù tan trong nước nhưng có thể bay hơi thành khí và thoát ra khỏi nước hoặc đất để đi vào khí quyển. Ngược lại, NH_4^+ vẫn tồn tại trong nước dưới dạng hòa tan hoặc liên kết với đất, trầm tích và vật chất hữu cơ.



Hình 1.2. Tác động của nhiệt độ, độ pH và thành phần nước lên hàm lượng amoni (NH_4^+ , đường đứt nét) và amoniac (NH_3 , đường liền) [5]

Trên thế giới, vấn đề ô nhiễm NH_4^+ trong nguồn nước đã không còn xa lạ. Một trong những nguyên nhân gây nên vấn đề này trên nhiều quốc gia đó là sự xâm nhập của NH_4^+ từ nước rỉ rác từ bãi chôn lấp rác thải sinh hoạt sau xử lý ra môi trường nước mặt. Các chất hữu cơ trong nước thải sau quá trình xử lý sẽ thấm vào nguồn nước ngầm từ đó phân huỷ thành các dẫn chất nhỏ hơn chứa phân tử nitơ dẫn đến ô nhiễm NH_4^+ . Quá trình xâm nhập này thường xảy ra ở những khu vực có bề mặt có khả năng thấm dấm tốt như đồng bằng, đất phù sa. Tại Trung Quốc, nhiều nghiên cứu đã chỉ ra rằng hiện tượng ô nhiễm NH_4^+ trong nước ngầm là hệ quả của các hoạt động nông nghiệp sử dụng phân bón và chăn nuôi, cùng với các hoạt động sinh hoạt và khai khoáng khác. Tại các khu vực kênh đào tây bắc Trung Quốc, đã có hiện tượng ô nhiễm nitơ nghiêm trọng trong nguồn nước từ các dẫn chất Nitơ hữu cơ trong đất xâm nhập vào nước ngầm dẫn đến nguy cơ ung thư cao cho người dân lân cận [8]. Năm 2013, tại các giếng nước ngầm tại khu vực Hemlock Crossing Park, hạt Ottawa, bang Michigan, Mỹ, đã ghi nhận nồng độ NH_4^+ tăng lên đáng kể [9]. Hàm lượng NH_4^+ cao trong nước ngầm này là hệ quả của các tác động nhân tạo như nước rỉ rác hay các hoạt động nông nghiệp và công nghiệp.

Tại Việt Nam, với hình thức sản xuất chủ yếu là nông nghiệp với diện tích đồng bằng canh tác lớn, các hoạt động chăn nuôi gia súc và với các khu xử lý rác thải với hình thức chôn lấp thì việc ô nhiễm NH_4^+ trong nguồn nước ngầm là điều tất yếu. Nồng độ NH_4^+ cao trong nước ngầm khu vực nam Hà Nội đã là vấn đề tồn tại trong suốt 25 năm qua. Nghiên cứu của Norrman và cộng sự (2015) chỉ ra rằng nguyên nhân dẫn đến sự gia tăng nồng độ NH_4^+ tại khu vực phía nam Hà Nội không chỉ đến từ các nguồn chất thải từ hoạt động của con người, mà còn từ các tầng địa chất sâu dưới lòng đất quanh khu vực đồng bằng sông Hồng. Họ kết luận rằng với điều kiện khử trong môi trường nước ngầm tại khu vực Nam Du này sẽ duy trì N dưới dạng NH_4^+ . Năm 2014, tại Hà Nam, theo kết quả của Trung tâm Quan trắc Phân tích Tài nguyên Môi trường của Sở Tài Nguyên và Môi trường, có tới 15 điểm trong tỉnh cho thấy hàm lượng NH_4^+ trong nước ngầm cao hơn mức cho phép hàng chục, thậm chí hàng trăm lần [10]. Tại các tỉnh miền bắc khác như Hà Nội, Hà Tây, Nam Định, Ninh Bình, Hải Dương, Hưng Yên, Thái Bình, có thời điểm có đến 70% các mẫu nước ngầm được quan trắc có nồng độ cao hơn mức tiêu chuẩn 3 mg/L [10].

1.1.2. Các loại nước thải giàu amoni

Trong nước thải, amoni là một thành phần ô nhiễm phổ biến, hình thành chủ yếu từ quá trình phân hủy các thành phần hữu cơ chứa nitơ hoặc phát sinh trực tiếp từ các hoạt động công nghiệp sử dụng hóa chất chứa NH_4^+ .

Sự hình thành amoni từ thành phần hữu cơ chứa nitơ, hay còn gọi là quá trình amôn hóa, rất phổ biến trong nước thải sinh hoạt, nước thải y tế, nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác [11]. Quá trình này xảy ra nhờ hoạt động của các vi sinh vật phân hủy các thành phần protein, axit amin, axit nucleic, v.v., có trong phân, nước tiểu, chất thải thực phẩm, xác động vật, cây cối, v.v., từ các hoạt động sinh hoạt, chăn nuôi hay xử lý rác thải. Mặt khác, nước thải công nghiệp từ một số ngành sản xuất bán dẫn, ngành chế biến cao su, khai khoáng và luyện kim với đặc thù quy trình sản xuất cũng có thể phát sinh các dòng thải chứa amoni [12, 13].

Tại Việt Nam, hai loại nước thải chứa nồng độ amoni đặc biệt lớn và phổ biến hiện nay gồm có nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác. Nồng độ amoni cao của hai loại nước thải này đều hình thành từ quá trình amôn hóa kị khí lượng rất lớn cơ chất chứa nitơ và đang gây ra nhiều thách thức trong xử lý hiệu quả đạt quy chuẩn môi trường hiện hành. Bên cạnh đó, nước thải của một số ngành công nghiệp đặc thù như bán dẫn, sản xuất cao su, v.v. cũng được báo cáo là các nguồn thải giàu amoni. Chi tiết được mô tả trong các mục dưới đây:

a, Amoni trong nước thải chăn nuôi

Chăn nuôi là một trong những ngành nông nghiệp phát triển nhanh nhất ở Việt Nam trong những năm qua, đóng góp khoảng 26% giá trị sản xuất nông nghiệp [14]. Năm 2021, theo tổng hợp báo cáo của các địa phương, cả nước có 20.843 cơ sở chăn nuôi lợn từ 10 con trở lên với tổng đầu con 11,7 triệu con, chiếm tỷ lệ 41,6% so với tổng đàn lợn của cả nước [15]. Trong đó bao gồm: 1. Cơ sở trang trại chăn nuôi quy mô lớn: có 1.627 cơ sở từ 1.500 con trở lên, tổng số là 6,8 triệu con lợn, chiếm 24,2% tổng đàn của cả nước; 2. Cơ sở chăn nuôi quy mô vừa: có 10.687 cơ sở chăn nuôi từ 100 con trở lên với tổng số đầu lợn là 3,2 triệu con, chiếm 11,4% tổng đàn lợn của cả nước; 3. Cơ sở chăn nuôi lợn quy mô nhỏ: có 8.529 cơ sở chăn nuôi lợn từ 10 con đến 99 con trở lên với tổng số đầu lợn là 1,7 triệu con chiếm tỷ lệ 6,1% tổng số đàn lợn của cả nước. Năm 2021, tổng đàn lợn thuộc 16 doanh nghiệp và đơn vị chăn nuôi

lợn quy mô lớn, đạt 5,8 triệu con, chiếm 20,7% tổng đàn. Theo Báo cáo Công tác bảo vệ môi trường ngành nông nghiệp, nông thôn năm 2020 của Bộ Nông nghiệp và Phát triển Nông Thôn ước tính năm 2020, lượng chất thải phát sinh từ một số vật nuôi chính khoảng 60 triệu tấn chất thải rắn và 114 m³ nước thải. Trong đó, nước thải từ chăn nuôi lợn chiếm đa số với 75 triệu m³ (chiếm khoảng 65,7% tổng lượng nước thải của ngành chăn nuôi) [16]. Đối với chăn nuôi trang trại, kết quả điều tra khảo sát cho thấy 41,8% trang trại có thực hiện xử lý chất thải thông qua các công trình khí sinh học; 32,4% trang trại áp dụng ủ phân và 3,1% trang trại áp dụng các hình thức xử lý khác như nuôi giun, cá, phoi, bán, ...

Đặc tính nước thải chăn nuôi phụ thuộc vào nhiều yếu tố như tuổi vật nuôi, chế độ ăn uống, nhiệt độ, độ ẩm trong chuồng, cách thức vệ sinh chuồng, xử lý chất thải, ... Ngoài ra, đặc tính nước thải chăn nuôi còn bị ảnh hưởng rất lớn bởi việc pha loãng, lưu trữ và quá trình tách rắn lỏng. Trong các đối tượng vật nuôi (lợn, bò và gia cầm), chăn nuôi lợn có mức độ ô nhiễm cao nhất. Nước thải chăn nuôi có nguy cơ gây ô nhiễm môi trường cao do có chứa hàm lượng cao các chất hữu cơ, chất rắn lơ lửng, nitơ, photpho và vi sinh vật gây bệnh. Thành phần hữu cơ chiếm 70 – 80% trong chất rắn tách từ nước thải gồm các hợp chất hydrocacbon, proxit, axit amin, chất béo và các dẫn xuất của chúng có trong thức ăn và một phần bài tiết theo phân và nước tiểu [17]. Ngoài ra, trong nước thải chăn nuôi còn chứa lượng lớn vi khuẩn, virus gây bệnh với nhiều chủng loại như: *E.coli*, *Streptococcus sp*, *Salmonella sp*, *Shigenla sp*, *Proteus*, *Clostridium sp*, ... đây là các vi khuẩn gây bệnh tả, lỵ, thương hàn, kiết lỵ. Thành phần ô nhiễm chính trong nước thải chăn nuôi được thể hiện trong Bảng 1.2.

Bảng 1.2. Tính chất nước thải chăn nuôi tại Việt Nam [17]

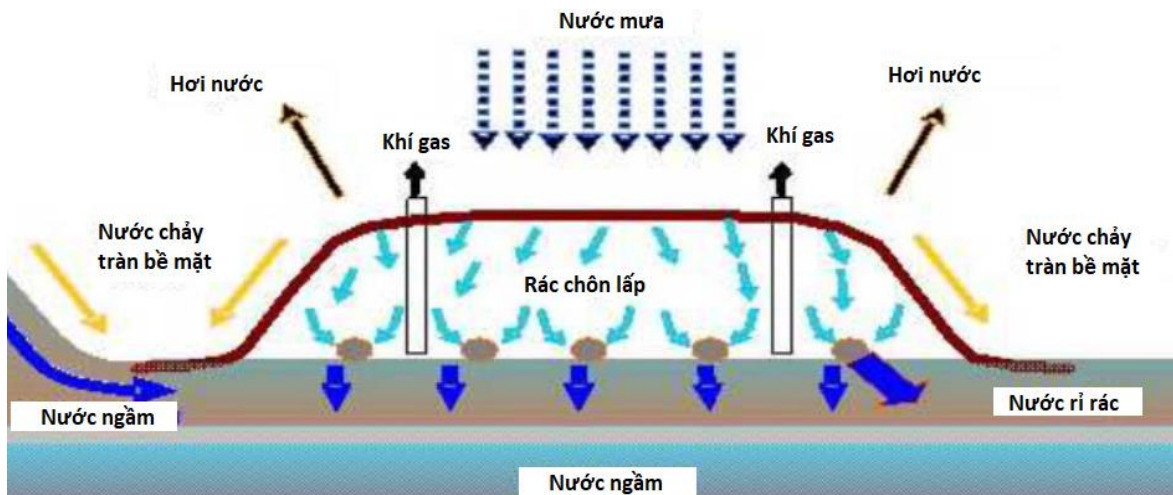
Chất ô nhiễm đặc trưng	Hàm lượng
pH	7,1 – 8,2
BOD (mg/L)	1650 – 3300
COD (mg/L)	2500 – 5000
SS (mg/L)	1800 – 3200
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	400 – 600
N tổng (mg/L)	500 – 800
P tổng (mg/L)	14,3 – 64
Tổng coliform (MPN/100mL)	10 ⁶ - 10 ⁹

Nước thải chăn nuôi đang đặt ra thách thức lớn với sự phát triển bền vững của ngành nông nghiệp và công tác bảo vệ môi trường. Xử lý bằng phân hủy kỵ khí là đầu tiên và phổ thông nhất trong xử lý nước thải chăn nuôi lợn ở Việt Nam [18]. Các bồn bể kỵ khí giúp giảm thiểu tải trọng dư thừa các hợp chất hữu cơ từ nước thải chăn nuôi lợn thô cho công đoạn xử lý nước thải và sản xuất khí sinh học cho năng lượng tái tạo. Tuy nhiên, nước thải chăn nuôi heo (sau quá trình kỵ khí) vẫn chứa hàm lượng nitơ cao (nitơ tổng số (TN) > 400 mg/L) [19]. Lượng nitơ dư thừa trong nước thải chăn nuôi lợn không chỉ dẫn đến hiện tượng phú dưỡng và thất thoát tài nguyên mà còn cản trở hiệu suất của quá trình sinh học hiếu khí do tỷ lệ C/N của loại nước thải này thấp [20]. Do đó, cần phải giảm hàm lượng nitơ trong nước thải chăn nuôi lợn trước khi xử lý bằng phương pháp sinh học để toàn bộ hoạt động của nhà máy xử lý nước thải hoạt động ổn định và hiệu quả.

b, Amoni trong nước rỉ rác

Với tốc độ đô thị hóa và gia tăng dân số ở các khu vực đô thị lớn hiện nay trên toàn thế giới, lượng phát thải rác sinh hoạt đang là một áp lực lớn hiện nay đối với nhiều quốc gia phát triển và đang phát triển. Theo báo cáo Quản lý Chất thải toàn cầu của Liên hợp quốc năm 2024, tổng lượng chất thải rắn trên thế giới có thể tăng từ 2.1 tỷ tấn năm 2023 lên 3.8 tỷ tấn vào năm 2050 [21]. Điều này tạo áp lực lớn lên các công tác xử lý và bảo vệ môi trường, đòi hỏi phải có các phương pháp xử lý chất thải hiệu quả và triệt để hơn so với các phương pháp truyền thống như chôn lấp, tái chế, ủ phân compost, và thiêu đốt. Ở hầu hết các quốc gia đang phát triển, phần lớn lượng chất thải rắn được xử lý bằng phương pháp chôn lấp do chi phí xử lý thấp bất chấp các nguy cơ ô nhiễm thứ cấp và các rủi ro môi trường đi kèm. Việc sử dụng các công nghệ tối ưu hơn thường bị hạn chế bởi các lý do về hạn hẹp về nguồn vốn, chưa chặt chẽ trong luật, và sự hạn chế trong ý thức đối với bảo vệ môi trường [22].

Bên cạnh các nhược điểm về tiêu tốn quỹ đất, tiêu cực tới mỹ quan môi trường và chất lượng không khí, rủi ro và nhược điểm lớn nhất của chôn lấp là sự hình thành của nước rỉ rác. Nước rỉ rác được hình thành từ quá trình thấm dầm của các thành phần ẩm trong rác và nước mưa thẩm thấu từ phía trên bãi chôn lấp qua lớp rác đã trải qua các quá trình phân hủy thiếu khí và hiếu khí. Nước rỉ rác có thành phần ô nhiễm rất cao, có nguy cơ gây ô nhiễm đất và nước ngầm nếu không được bọc lót chính xác [23].



Hình 1.3. Quá trình hình thành nước rỉ rác tại bãi chôn lấp [24]

Nước rỉ rác được phân loại bởi hai tính chất chính gồm có lượng phát thải và thành phần [25]. Lượng phát thải phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố, ví dụ như lượng mưa, mực nước ngầm, dòng chảy tràn bề mặt, cách thức bao bọc của bãi chôn lấp, và thành phần rác của bãi chôn lấp. Bên cạnh đó, tuổi đời của bãi chôn lấp cũng là yếu tố ảnh hưởng đến lượng phát thải của nước rỉ rác. Các yếu tố ảnh hưởng đến thành phần của nước rỉ rác có thể kể đến như tính chất của rác sau phân hủy, tuổi đời bãi chôn lấp, khí hậu, phân hủy rác, các phản ứng sinh hóa giữa bãi chôn lấp và môi trường bên ngoài, độ nén của rác, thiết kế của bãi chôn lấp, và độ ẩm của rác [26]. Trong đó, tuổi đời của bãi chôn lấp được coi là yếu tố ảnh hưởng lớn nhất và được xem xét nhiều nhất trong việc xác định tính chất của nước rỉ rác do các yếu tố còn lại rất khó để xác định đồng thời [25]. Rác thải trong bãi chôn lấp thông thường sẽ trải qua các quá trình gồm có phân hủy thiếu khí, kị khí, axit hoá, methan hóa và ổn định hóa. Do đó, đối với các bãi chôn lấp có tuổi đời cao sẽ có thành phần BOD₅ thấp hơn, nước rỉ rác cũng sẽ ổn định hơn nhờ sự hiện diện của các hợp chất hữu cơ bền (như axit fulvic và axit humic) và tỉ lệ BOD₅/COD thấp hơn [27].

Theo nghiên cứu của Mukherjee và cộng sự (2015), thành phần của nước rỉ rác được ước lượng thông qua tuổi đời ở bốn ngưỡng gồm có: dưới 5 năm, từ 5 – 10 năm, 10 – 20 năm và trên 20 năm [25]. Bảng 1.3 thể hiện các tính chất khác nhau của nước rỉ rác tại các bãi chôn lấp có tuổi đời khác nhau. Quá trình lên men kị khí của các thành phần hữu cơ trong rác tạo nên sự hình thành của các axit béo dẫn đến giảm độ pH và tăng thành phần BOD₅ trong nước rỉ rác ở các bãi chôn dưới 5 năm [28]. Trong quá trình metan hóa, các vi khuẩn sẽ phân hủy kỵ khí các axit béo thành khí

metan và CO₂ khiến độ pH của nước rỉ rác trở về ngưỡng trung tính ở thời gian sau đó. Đồng thời, sự sụt giảm của các axit hữu cơ sẽ làm giảm tỉ lệ BOD₅/COD bởi các thành phần hữu cơ không phân hủy sinh học liên tục được hình thành trong nước rỉ rác ở bãi chôn lấp lâu năm. Điều này gây nên sự khó khăn trong xử lý nước thải bằng quy trình sinh học với nước rỉ rác từ các bãi chôn lấp cũ. Điểm đặc biệt khiến nước rỉ rác khó xử lý hơn các loại nước thải khác là nồng độ ô nhiễm rất cao của hai thành phần COD và amoni.

Bảng 1.3. Tính chất của nước rỉ rác qua từng thời điểm chôn lấp [25]

Chỉ tiêu ô nhiễm	Nước rỉ rác			
	< 5 năm	5 – 10 năm	10 – 20 năm	>20 năm
pH	3 - 7	6 - 8	>7,5	>7,5
BOD (mg/L)	2.000 – 50.000	500 – 15.000	50 – 1.000	<300
COD (mg/L)	4.000 – 90.000	1.000 – 30.000	1.000 – 5.000	<3.000
SO ₄ ²⁻ (mg/L)	300 – 4.000	100 – 2.000	20 - 200	<100
Tổng P (mg/L)	50 - 500	200 - 4000	50 - 500	<200
Tổng N (mg/L)	500 – 4.500	400 – 2.000	50 – 2.000	<2.000
NH ₃ -N (mg/L)	<400	-	-	<1.500

Chủ yếu thành phần hữu cơ ở nước rỉ rác lâu năm là các hợp chất humic chia làm ba phần chính gồm có humic axit, fulvic axit và humin. Các phần này được phân biệt dựa trên kích thước và độ hòa tan khác nhau ở điều kiện pH khác nhau [29]. Ví dụ, axit humic không tan trong điều kiện pH < 2, nhưng lại hòa tan trong nước rỉ rác ở điều kiện pH lớn hơn [30]. Mặt khác, fulvic axit lại hòa tan ở mọi điều kiện pH. Humin có kích thước phân tử và khối lượng phân tử lớn nhất lại chỉ hòa tan trong nước rỉ rác ở điều kiện kiềm hoặc axit, không hòa tan ở trung tính. Do đó, nước rỉ rác ở các bãi chôn lấp lâu năm chủ yếu có chứa axit humic và axit fulvic là hai hợp chất humic chính. Các axit humic bao gồm các hợp chất polyme phức tạp chứa các gốc carboxyl, carbonyl, phenol, các nhóm hydroxyl kết nối thành các vòng thơm và axit béo [31]. Các hợp chất này hoàn toàn có thể thu hút các hóa chất hữu cơ tổng hợp và kim loại nặng, sau đó thẩm thấu gây ô nhiễm nước ngầm hoặc hệ thống nước mặt lân cận [32].

Thành phần nitơ tồn tại trong môi trường nước chủ yếu dưới dạng amoni (NH₄⁺), và được xác định là một trong nước thành phần ô nhiễm nặng nề nhất trong

nước rỉ rác. Đó là vì là không có bất kỳ một cơ chế chuyển hóa nào để phân hủy thành phần NH_4^+ trong điều kiện kỵ khí của bãi chôn lấp. Mặc dù nồng độ NH_4^+ trong nước rỉ rác còn phụ thuộc nhiều vào bản chất của rác và bãi chôn lấp, nhưng nồng độ của thành phần này luôn được ghi nhận ở mức cao. Sự hình thành của NH_4^+ trong các bãi chôn lấp là do sự phá hủy về cấu trúc của các hợp chất hữu cơ dẫn tới sự khử amin của các chuỗi amino axit tạo thành các ion NH_4^+ . Các nghiên cứu trước đây đã chỉ ra rằng quá trình lên men và thủy phân của các thành phần phân hủy hữu cơ chứa nitơ là nguồn sản sinh ra lượng lớn NH_4^+ trong nước rỉ rác lâu năm [33]. Sự chênh lệch của nồng độ NH_4^+ trong nước rỉ rác ở bãi chôn lấp mới và lâu năm được giải thích bằng sự dịch chuyển ion của NH_4^+ và NH_3 ở các điều kiện pH khác nhau theo phương trình (1.5). Ở các bãi chôn lấp có tuổi đời lâu năm, điều kiện pH tăng dần về trung tính sẽ khiến một phần NH_4^+ chuyển dịch thành khí NH_3 làm giảm một phần lượng amoni trong nước rỉ rác [34].



c, Nước thải bán dẫn

Ô nhiễm amoni trong nước thải ngành bán dẫn là một vấn đề nghiêm trọng do các quy trình sản xuất bán dẫn sử dụng nhiều hóa chất, bao gồm axit, bazơ, dung môi hữu cơ, chất quang khắc (photo-resists) và chất tẩy (strippers). Các hóa chất này có thể tạo ra nước thải có chứa nồng độ cao amoni, fluoride, phosphate và các hợp chất vô cơ khác.

Nguyên nhân gây ô nhiễm amoni trong nước thải ngành bán dẫn chủ yếu do sử dụng hóa chất trong quá trình sản xuất: Ngành bán dẫn sử dụng nhiều loại hóa chất để xử lý bề mặt wafer (mảnh silicon), nhuộm hoặc tẩy bỏ các lớp phủ, và trong các công đoạn khác như etching (khắc) và doping (pha tạp). Các hóa chất này có thể chứa amoni hoặc sinh ra amoni trong quá trình phản ứng. Bên cạnh đó, quá trình rửa và làm sạch các wafer trong suốt quá trình làm sạch tạo ra một lượng lớn nước thải, trong đó có chứa amoni. Ngoài ra, sự tích tụ amoni trong các dòng nước thải khác nhau từ các đơn vị trong ngành bán dẫn có thể có nồng độ amoni khác nhau.

Ngành công nghiệp bán dẫn tiêu thụ một lượng lớn nước siêu tinh khiết và sinh ra lượng nước thải tương đương. Nước thải công nghiệp này chứa các hóa chất độc hại và khó phân hủy như dung môi hữu cơ, kim loại nặng, axit và bazơ. Nước thải

cũng có hàm lượng nitơ vô cơ cao. Nhìn chung, nồng độ nitơ amoni trong các dòng nước thải từ các đơn vị khác nhau của ngành công nghiệp bán dẫn có sự biến đổi. Ví dụ, một nhà máy bán dẫn ở Đài Loan có ba dòng nước thải với nồng độ nitơ amoni cao nhất lần lượt là 133, 514 và 2429 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$ [12]. Đặc biệt, nitơ amoni có hại cho hệ sinh thái thủy sinh bằng cách thúc đẩy sự cạn kiệt oxy, hiện tượng eutrophication (tảo nở hoa) và thủy triều đỏ. Do đó, nồng độ của nó cần được giảm xuống còn 10–20 mg/L trước khi xả ra môi trường.

d, Nước thải sản xuất cao su

Ô nhiễm amoni trong nước thải ngành sản xuất cao su là một vấn đề môi trường nghiêm trọng do các hóa chất và quá trình sản xuất trong ngành này có thể sinh ra lượng lớn amoni trong nước thải. Nước thải từ các nhà máy sản xuất cao su chứa nhiều hợp chất hữu cơ và vô cơ, bao gồm amoni, gây tác động tiêu cực đến môi trường, đặc biệt là các nguồn nước tiếp nhận.

Nguyên nhân gây ô nhiễm amoni trong nước thải ngành sản xuất cao su:

- Quá trình lưu hóa cao su (vulcanization): Trong quá trình lưu hóa cao su, các chất hóa học như sunfur, oxit kim loại và các chất phụ gia được sử dụng để cải thiện tính chất cơ học của cao su. Những hóa chất này có thể phản ứng và tạo ra các hợp chất chứa nitơ, bao gồm amoni, trong nước thải. Tùy thuộc vào các hóa chất và chất phụ gia được sử dụng trong quá trình lưu hóa, nồng độ amoni có thể lên đến 150 mg/L đến 500 mg/L trong nước thải.
- Rửa và làm sạch cao su: Trong quá trình sản xuất cao su, các bước rửa và làm sạch cao su để loại bỏ các tạp chất và hóa chất dư thừa cũng tạo ra lượng nước thải lớn. Nước thải này có thể chứa amoni và các hợp chất hữu cơ dễ phân hủy, cùng với các hóa chất khác từ quá trình sản xuất. Tùy thuộc vào các hóa chất và chất phụ gia được sử dụng trong quá trình lưu hóa, nồng độ amoni có thể lên đến 150 mg/L đến 500 mg/L trong nước thải.
- Quá trình xử lý latex (cao su tự nhiên): Cao su tự nhiên (latex) khi được thu hoạch và xử lý để tạo ra các sản phẩm cao su sẽ sinh ra nước thải chứa các hợp chất nitơ, trong đó có amoni. Nồng độ amoni có thể dao động từ 50 mg/L đến 300 mg/L. Trong một số trường hợp đặc biệt, có thể vượt quá mức này nếu quy trình xử lý không hiệu quả.

Một số nghiên cứu cho thấy tổng nồng độ amoni trong nước thải từ các cơ sở sản xuất cao su có thể đạt mức 3400 mg/L đến 5.770 mg/L trong một số trường hợp nghiêm trọng, đặc biệt nếu nước thải không được xử lý trước khi xả ra môi trường [13].

e, Một số ngành công nghiệp khác

- Chế biến thực phẩm và thủy sản: Các nhà máy giết mổ, chế biến thịt, gia cầm, hải sản và sản xuất sữa thường có nước thải chứa hàm lượng amoni cao do sự phân hủy protein và các hợp chất chứa nitơ. Nồng độ amoni trong nước thải từ ngành này có thể dao động từ 50 - 500 mg/L.
- Chế biến thực phẩm và thủy sản: Các nhà máy giết mổ, chế biến thịt, gia cầm, hải sản và sản xuất sữa thường có nước thải chứa hàm lượng amoni cao do sự phân hủy protein và các hợp chất chứa nitơ. Nồng độ amoni trong nước thải từ ngành này có thể dao động từ 50 - 500 mg/L.
- Công nghiệp hóa chất và sản xuất dược phẩm: Nhiều ngành sản xuất hóa chất sử dụng hợp chất chứa nitơ, đặc biệt là amoniac hoặc các dẫn xuất của nó. Nồng độ amoni trong nước thải có thể lên đến 500 - 2000 mg/L.

Công nghiệp khai khoáng và luyện kim: Các quá trình khai thác than, chế biến quặng kim loại có thể tạo ra nước thải chứa amoni từ thuốc nổ hoặc chất xử lý kim loại. Nồng độ amoni có thể dao động từ 50 - 500 mg/L.

1.1.3. Tác hại của amoni trong môi trường nước

Trong môi trường thủy sinh, NH_4^+ với nồng độ nhỏ từ 0,53 tới 22,8 mg/l đã có thể gây độc hại đối với các loài vi sinh vật và sinh vật. Đối với con người, tiếp xúc với amoni ở nồng độ cao có thể gây các triệu chứng chóng mặt, co giật, hoặc thậm chí tử vong [35]. Khi NH_4^+ được thải ra môi trường nước mặt với dư lượng lớn với photpho, lượng dưỡng chất lớn này gây nên sự phát triển mạnh ở các loài tảo. Hiện tượng phú dưỡng này dẫn tới sự giảm sút oxy trong môi trường nước sẽ giết chết các loài sinh vật thủy sinh khác, đi kèm với các vấn đề khác như gây mùi và đục môi trường nước mặt, ảnh hưởng nghiêm trọng tới chất lượng môi trường. NH_4^+ tồn tại trong nước sinh hoạt sẽ kích thích sự phát triển của tảo và các vi khuẩn, xảy ra hiện tượng ăn mòn đường ống, cần tới lượng clo khử trùng nhiều hơn cần thiết [36]. NH_4^+ tồn tại trong nước ngầm sẽ làm giảm chất lượng và khả năng sử dụng nước ngầm. NH_4^+ ở nồng độ thấp hơn 1,5

mg/l không có tác động đáng kể với cơ thể người, nhưng khi vượt ngưỡng này nó có thể chuyển hoá thành nitrit và nitrat. Hai chất này trong cơ thể sẽ chuyển hoá thành nitrosamine, gây tổn thương di truyền tế bào và là một trong những nguyên nhân gây ung thư [37, 38].

Vì những tác hại của NH_4^+ đối với môi trường và sức khỏe con người, nhiều quốc gia trên thế giới đã đưa ra các quy định nghiêm ngặt về nồng độ TN trong nước thải sau xử lý khi xả ra môi trường. Tại Châu Âu, mặc dù Chỉ thị Khung về Nước (Water Framework Directive) không có giới hạn cụ thể cho TN, nhiều quốc gia thành viên áp dụng giới hạn nồng độ trong khoảng 1-2 mg/L cho nước thải sinh hoạt sau xử lý. Cơ quan Bảo vệ Môi trường Hoa Kỳ (EPA) thiết lập các tiêu chuẩn chất lượng nước thông qua Đạo luật Nước sạch (Clean Water Act). Giới hạn nồng độ amoni trong nước thải thường được xác định dựa trên tiêu chuẩn chất lượng nước của từng bang và có thể dao động từ 1-3 mg/L, tùy thuộc vào mục đích sử dụng nước và yêu cầu bảo vệ đời sống thủy sinh. Nhật Bản là quốc gia có các tiêu chuẩn nghiêm ngặt về nước thải, với giới hạn nồng độ TN thường dưới 1 mg/L cho nước thải sinh hoạt sau xử lý, nhằm bảo vệ môi trường nước và sức khỏe cộng đồng.

So với các quốc gia phát triển, ngưỡng nồng độ NH_4^+ cho phép trong nước thải xả ra môi trường tại Việt Nam thường cao hơn. Theo ngưỡng nồng độ NH_4^+ (tính theo N) cho phép xả vào nguồn nước tiếp nhận đối với nước thải sinh hoạt (QCVN 14:2025/BTNMT) và nước thải công nghiệp (QCVN 40:2025/BTNMT) hiện hành tối thiểu theo cột C lần lượt là 10 và 12 mg/L.

1.2. Các phương pháp truyền thống để xử lý amoni trong nước thải

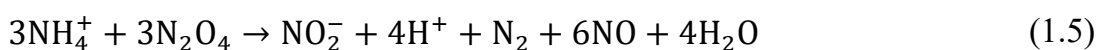
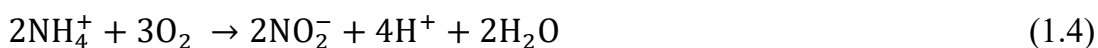
Có rất nhiều nghiên cứu nhằm tìm kiếm các phương pháp để loại bỏ một cách hiệu quả NH_4^+ trong nước. Loại bỏ NH_4^+ có thể bao gồm: phương pháp sinh học, phương pháp hóa học, hóa lý. Mỗi phương pháp có những ưu nhược điểm khác nhau và tùy thuộc vào mức độ ô nhiễm, đối tượng, quy mô và mục tiêu xử lý mà mỗi phương pháp sẽ phát huy được các điểm mạnh.

1.2.1. Xử lý sinh học

Xử lý sinh học có khả năng loại bỏ các hợp chất nitơ trong nước thải nhờ vào các vi khuẩn có khả năng phân huỷ nitơ trong tự nhiên với ưu điểm tiết kiệm chi phí xử lý. Vi khuẩn có khả năng phân huỷ amoni trong nước thải được phân loại thành

hai nhóm là vi khuẩn oxi hoá NH_4^+ hiếu khí và oxi hoá NH_4^+ kỵ khí. Vi khuẩn hiếu khí như *Nitrosomonas* và *Nitrobacter* là nhóm chính xử lý amoni bằng cách chuyển hóa amoni thành nitrit rồi thành nitrat trong quá trình nitrat hóa. Vi khuẩn hiếu khí như *Nitrosomonas* và *Nitrobacter* là nhóm chính xử lý amoni bằng cách chuyển hóa amoni thành nitrit rồi thành nitrat trong quá trình nitrat hóa. Vi khuẩn hiếu khí khác như *Pseudomonas* cũng góp phần xử lý bằng cách phân hủy chất hữu cơ. Mặt khác, vi khuẩn thiếu khí và kỵ khí như *Nitrococcus*, *Denitrificans* và *Desulfovibrio* có thể tham gia vào quá trình khử nitrat thành khí nitơ, một quá trình xảy ra trong môi trường thiếu oxy (chứ không phải trực tiếp xử lý amoni). Quá trình hiếu khí được thể hiện trong phản ứng (1.4) tới (1.7) và kỵ khí được thể hiện trong phản ứng (1.8) [39] :

Các phản ứng trong quá trình hiếu khí:



Các phản ứng trong quá trình kỵ khí:



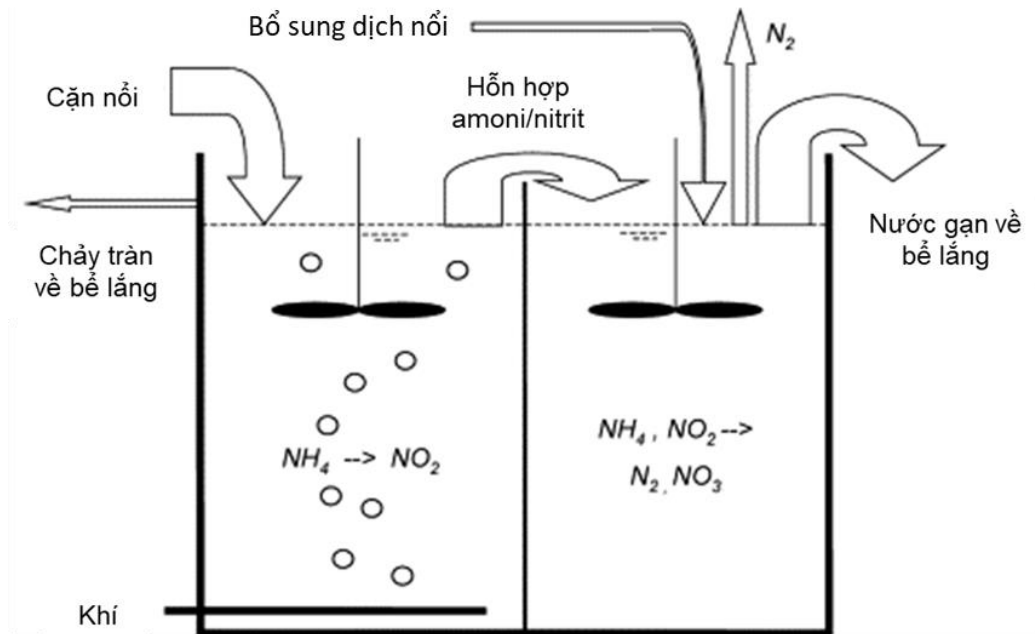
Vi khuẩn hiếu khí sẽ tiêu thụ ôxy trong, đóng vai trò như một chất nhận electron để khử NH_4^+ thành ion nitrit (NO_2^-), tiếp đến là nitrat (NO_3^-), cuối cùng trở thành khí N_2 . Với các vi khuẩn kỵ khí, với điều kiện không có oxy, ion NO_2^- sẽ đóng vai trò là một chất cho electron để khử NH_4^+ thành khí N_2 .

Các quy trình xử lý sinh học phổ biến hiện nay có thể kể đến gồm công đoạn sinh học kỵ khí-thiếu khí-hiếu khí AAO (Anaerobic-Anoxic-Oxic), công nghệ thiếu khí-kỵ khí AO (Anoxic-Oxic), công nghệ sinh học sử dụng giá thể sinh học lơ lửng MBBR. Các công nghệ AAO và AO chủ yếu dựa trên sự kết hợp tuần tự giữa các giai đoạn kỵ khí, thiếu khí và hiếu khí để tận dụng cơ chế tự dưỡng của từng chủng loại vi sinh vật trong các điều kiện trên tối ưu cho xử lý chất hữu cơ và amoni trong nước thải. Quy trình kỵ khí kỵ khí dựa trên khả năng phân hủy sinh học các chất hữu cơ của các vi sinh vật kỵ khí trong điều kiện không có khí oxy. Công nghệ xử lý kỵ khí thường được lựa chọn cho các nguồn nước thải có tải lượng ô nhiễm hữu cơ cao

(COD > 1000 mg/L) mà không cần cấp khí oxy nhờ khả năng phân hủy các chất hữu cơ phức tạp của vi sinh vật kỵ khí. Khác với công nghệ bùn sinh học kỵ khí, các vi sinh vật trong công nghệ bùn hoạt tính hiếu khí sẽ phát triển mạnh trong điều kiện được cấp đủ khí oxy. Từ đó các chất ô nhiễm hữu cơ dưới hoạt động của các vi sinh vật hiếu khí sẽ được oxi hóa thành khí CO₂. Ưu điểm của công nghệ xử lý hiếu khí là không gây ra mùi hôi, xử lý hiệu quả và ổn định các chất ô nhiễm hữu cơ, chi phí thấp và thời gian xử lý ngắn. Tuy nhiên, hiệu quả xử lý của sinh học hiếu khí đối với amoni thường không cao do các vi khuẩn hiếu khí chủ yếu dựa vào O₂ trong không khí để sinh trưởng thay vì tận dụng các hợp chất nito oxit trong nước thải như vi sinh vật khử nito kỵ khí. Với công nghệ MBBR, một lượng lớn các giá thể sinh học có diện tích bề mặt lớn được thả lơ lửng trong bể sinh học làm giá đỡ cho vi sinh bám dính. Công nghệ MBBR có nguyên lý tương đồng với công nghệ xử lý sinh học truyền thống, nhưng ứng dụng các giá thể giúp vi sinh vật sinh trưởng trên giá thể có diện tích bề mặt lớn giúp cải thiện nồng độ bùn sinh học hoạt tính. Đặc điểm của giá thể MBBR là có khối lượng riêng gần tương đồng với nước, giúp các giá thể được phân tán đồng đều bên trong bể. Hơn nữa, với diện tích bề mặt và độ xốp của giá thể, bề mặt tiếp xúc giữa bùn vi sinh hoạt tính với các chất ô nhiễm trong nước thải sẽ được cải thiện. Giá thể sinh học cũng sẽ giúp giữ lại bùn thải thông qua các khe chắn trong bề mặt bể sinh học, giúp cải thiện đáng kể hiệu quả lưu bùn trong bể sinh học và giảm áp lực về kích thước và thời gian lưu cho hạng mục bể lắng tiếp diễn. Bên cạnh những ưu điểm của công nghệ MBBR, một vài tồn tại của công nghệ này là khó khăn và phức tạp trong thao tác đánh giá chất lượng vi sinh vật bám dính trên giá thể, yêu cầu cán bộ vận hành phải có chuyên môn cao về vận hành hệ sinh học sử dụng giá thể.

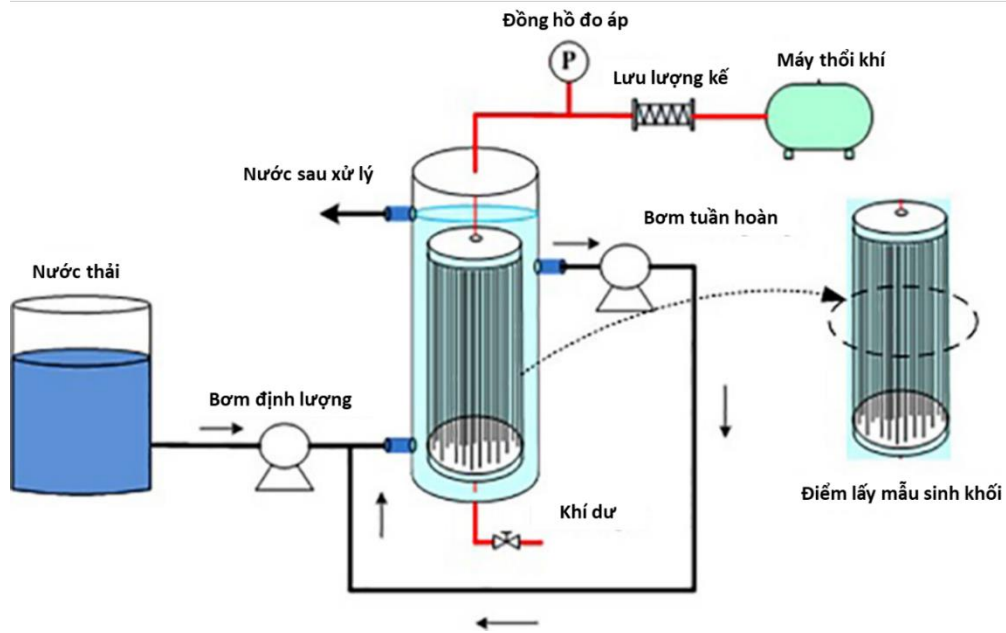
Hiện nay, đã có nhiều công nghệ đã ứng dụng khả năng của những vi khuẩn trên vào quy trình xử lý sinh học để đạt được hiệu quả xử lý các hợp chất nito với hiệu suất từ 60 – 95% [39]. Các phương pháp phổ biến hiện nay trên thế giới để loại bỏ các hợp chất nito trong nước thải hiện nay dựa vào các quá trình nitrification và denitrification là hệ xử lý NH₄⁺ hiệu suất cao trên nitrit (single reactor system for ammonium removal over nitrite, SHARON), hệ xử lý nito tự dưỡng toàn phần trên nitrit (completely autotrophic nitrogen-removal over nitrite, CANON), và hệ xử lý nito tự dưỡng thiếu khí (oxygen-limited autotrophic nitrification and denitrification, OLAND) [40].

Hệ xử lý sinh học nitrit hoá từng phần và oxi hoá amoni kỵ khí tiếp diễn đã được ứng dụng dưới quy mô pilot để xử lý nước thải chứa NH_4^+ nồng độ cao trong nghiên cứu của Fux và cộng sự [41] (Hình 1.4). Dưới điều kiện nhiệt độ 30°C , thời gian lưu 1 – 1,5 ngày, nồng độ NH_4^+ đầu vào khoảng 650 g N/m^3 , hơn 90% lượng nitơ đầu vào đã được xử lý chỉ với hàm lượng bùn thải ra không đáng kể.



Hình 1.4. Cấu tạo hệ phản ứng nitrit hoá từng phần và ôxi hoá kị khí NH_4^+ [41]

Trong nghiên cứu của tác giả Wu và cộng sự (2019), hiệu quả xử lý tổng nitơ và COD của hai loại màng lọc sinh học thẩm thấu dưới điều kiện hiếu khí đã được khảo sát và so sánh (Hình 1.5) [42].



Hình 1.5. Quy trình hệ xử lý COD và tổng nitơ hiếu khí với màng MBR [42]

Màng sinh học polyvinylidene fluoride (PVDF) đạt được hiệu quả xử lý COD ($97,06 \pm 0,97\%$) và tổng nitơ ($85,66 \pm 0,87\%$) cao hơn so với hiệu suất của màng lọc sinh học polypropylene (PP) ($87,13 \pm 0,87\%$ COD và $71,13 \pm 0,71\%$ tổng nitơ). Tác giả cũng nhấn mạnh rằng bề mặt nhám ưa nước của màng lọc PVDF là yếu tố đem lại hiệu suất xử lý sinh học cao hơn. Tuy nhiên, phương pháp này đối với hai màng lọc yêu cầu thời gian lưu nước tương đối cao ở ngưỡng 12 giờ đối với PVDF và 20 tiếng đối với PP, ở cùng lưu lượng chất thải đầu vào với $11,56 \text{ g COD/m}^2.\text{ngày}$ và $2,32 \text{ g NH}_3\text{-N/m}^2.\text{ngày}$.

Ưu điểm của các phương pháp sinh học là chi phí xử lý thấp do chủ yếu dựa vào khả năng phân huỷ của các vi sinh vật. Tuy nhiên, hạn chế của phương pháp này có thể kể đến là thời gian nuôi cấy tương đối dài, thời gian lưu đáng kể, và tương đối nhạy cảm với sự thay đổi của các thông số vận hành như nhiệt độ và nồng độ chất thải đầu vào. Hơn nữa, đối với các loại nước thải có tỉ lệ cơ chất trên nitơ (C/N) thấp như nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác sau kỵ khí sẽ gây ức chế hiệu quả xử lý bằng quá trình sinh học.

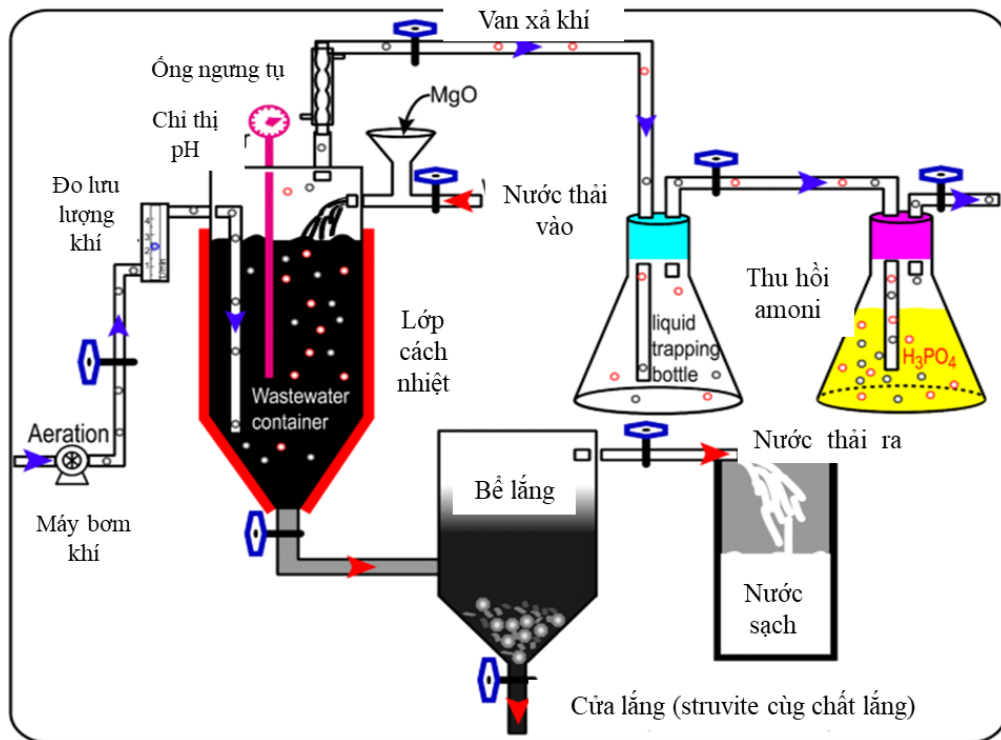
1.2.2. Kết tủa hoá học

Phương pháp kết tủa hoá học dựa trên việc bổ sung các chất hoá học thích hợp tạo nên các hợp chất với chất ô nhiễm tạo thành các tinh thể lắng có khối lượng lớn qua đó được loại bỏ khỏi nước trong một quy trình xử lý nước thải. Đối với xử lý NH_4^+

trong nước thải, kết tủa struvite, hình thành kết tủa NH_4^+ dưới dạng magnesium ammonium phosphate ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), là một kỹ thuật thường được ứng dụng phổ biến [39]. Về mặt kỹ thuật, kết tủa struvite phù hợp với nước thải có nồng độ phospho-phosphat ở mức trung bình ($>50 \text{ mg/L}$), nồng độ amoni-nitơ cao ($>1000 \text{ mg/L}$, trừ nước thải chăn nuôi heo), giá trị pH trung tính hoặc cao và độ kiềm cao ($>11.000 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$) [43]. Kết tủa struvite được tạo ra từ phản ứng cân bằng của ion thành phần. Phản ứng này yêu cầu sự cân bằng nồng độ của ion magie và photphat, điều kiện pH tối ưu, và không chứa ion gây ảnh hưởng ví dụ như canxi [44]. Trong xử lý amoni, kết tủa struvite được coi là một trong số ít các phương pháp có thể thu hồi dinh dưỡng từ nước thải. Cụ thể, kết tủa struvite tạo thành từ PO_4^{3-} và NH_4^+ trong nước thải sau quá trình xử lý được coi là phân bón nhả chậm hơn so với các loại phân bón lỏng và phân hóa học trên thị trường, có thể giúp ngăn ngừa cháy rễ cây và thất thoát dinh dưỡng do rửa trôi [45]. Phản ứng của kết tủa struvite được biểu diễn bằng phương trình (1.9):



Có nhiều nghiên cứu đã ứng dụng phương pháp này vào quy trình xử lý nước thải chứa NH_4^+ khác nhau như nước thải chế biến thực phẩm, nước thải chăn nuôi, nước thải đầu ra của hệ kị khí, nước thải rỉ rác [39]. Ryu và cộng sự (2018) đã sử dụng phương pháp này để xử lý amoni trong nước thải của một nhà máy sản xuất vật liệu bán dẫn (Hình 1.6) [46]. Kết quả cho thấy hiệu quả xử lý đạt mức tối ưu 89% ổn định trong 176 ngày vận hành tại điều kiện pH 9,2.



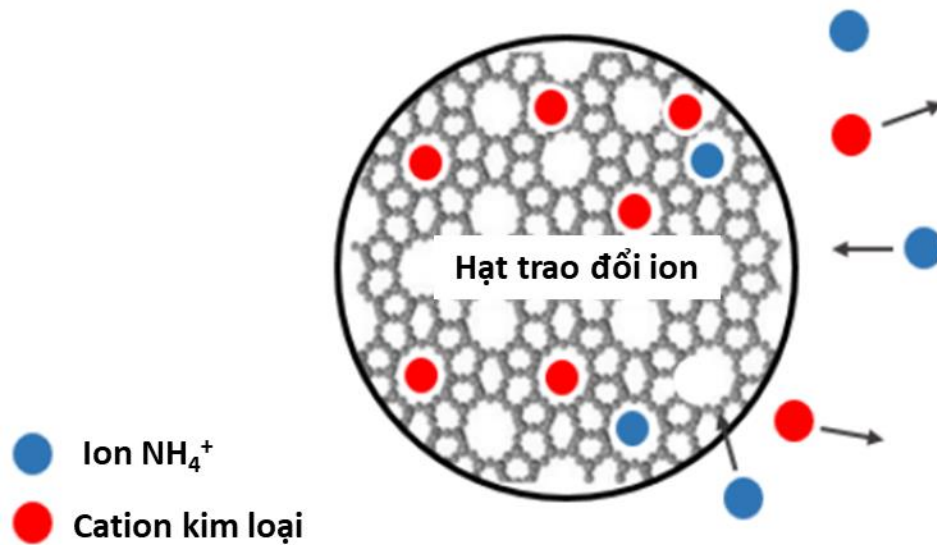
Hình 1.6. Quy trình thu hồi amoni từ nước thải chăn nuôi bằng phương pháp kết tủa struvite [46]

Tunay và Kabdasli đã thực hiện khảo sát khả năng xử lý amoni của phương pháp này trong quy mô phòng thí nghiệm đối với nước thải sản xuất thực phẩm [47]. Thời gian quy trình xử lý diễn ra nhanh trong khoảng từ 1 đến 3 giờ với điều kiện pH trong khoảng 7,5 đến 9,5. Kết luận tương tự cũng được nhấn mạnh trong nghiên cứu của Borojovich và cộng sự khi họ nêu ra bốn ưu điểm nổi bật của sử dụng MgO trong phương pháp kết tủa struvite đó là: hiệu suất kết tủa cao (99%), nồng độ amoni đầu ra ổn định dưới 50 mg/L, kết tủa diễn ra ở điều kiện pH trung tính, và lượng dư MgO cũng không làm ảnh hưởng đến điều kiện pH của nước thải [44]. Tuy nhiên, dưới sự xuất hiện của ion canxi, nồng độ amoni đầu ra có thể bị tăng lên 1000 mg/L. Hơn nữa, kết tủa struvite chỉ có thể thu hồi NH_4^+ và PO_4^{3-} có tỉ lệ mol cân bằng trong nước thải. Thông thường trong nước thải, tỉ lệ N:P thường cao hơn 5 lần, gây giảm đáng kể hiệu quả xử lý amoni do lượng hạn chế PO_4^{3-} có trong nước thải [48].

1.2.3. Trao đổi ion

Quá trình trao đổi ion là những phản ứng hóa học có thể đảo ngược, nhằm loại bỏ các ion hòa tan trong dung dịch và thay thế chúng bằng các ion khác có điện tích tương tự. Trong xử lý nước thải, phương pháp này chủ yếu được sử dụng để làm mềm nước, trong đó các ion canxi và magiê được loại bỏ khỏi nước. Tuy nhiên, phương pháp này ngày càng được sử dụng rộng rãi hơn để loại bỏ các loại ion hòa tan khác,

từ đó mở rộng ứng dụng trong xử lý nước thải. Vật liệu trao đổi ion có thể là trao đổi cation – trao đổi các ion mang điện tích dương (cation), hoặc trao đổi anion – trao đổi các ion mang điện tích âm (anion).



Hình 1.7. Cơ chế xử lý NH_4^+ bằng phương pháp trao đổi ion [49]

Trong quy trình trao đổi phôi tử chọn lọc sử dụng các nhựa trao đổi cation polymer thương mại mang các cation kim loại chuyển tiếp, phần lớn các kim loại này không kết tủa thành hydroxide. Thay vào đó, amoni vượt qua sự cạnh tranh trao đổi ion, đạt hiệu suất loại bỏ cao thông qua cơ chế trao đổi phôi tử với các phôi tử nước kim loại liên kết với ion kim loại [50]. Clark và Tarpeh (2020) đã chứng minh hiệu quả loại bỏ amoni-nitơ đáng kể bằng cách sử dụng zeolit, chủ yếu nhờ vào cơ chế trao đổi cation. Bề mặt của vật liệu kết hợp giữa zeolit và sắt kim loại kích thước nano không hóa trị (nZVI) trở nên tích điện âm hơn, làm tăng số lượng vị trí liên kết anion để tương tác với ion amoni [51]. Eljamal và cộng sự (2022) đã sử dụng vật liệu trao đổi ion tổng hợp từ tỉ lệ tối ưu giữa sắt kim loại nano và zeolit để loại bỏ hiệu quả 85,7% amoni-nitơ trong dung dịch có nồng độ 100 mg/L thông qua lực hút tĩnh điện, trao đổi cation và hấp phụ, cho thấy hiệu quả nâng cao của vật liệu tổng hợp trong tách từ và loại bỏ amoni [52]. Scandelai và cộng sự (2020) đã sử dụng plagioclase cho quá trình trao đổi ion nhằm loại bỏ 90% amoni, nhưng cũng phát hiện rằng các ion kali, natri, canxi và magiê cạnh tranh vị trí trao đổi ion với amoni trên plagioclase, và khả năng trao đổi bị ảnh hưởng bởi sự có mặt của các phân tử hữu cơ nhỏ chiếm các vị trí hấp phụ, làm giảm khả năng hấp phụ amoni [53]. Trong quá trình phân hủy

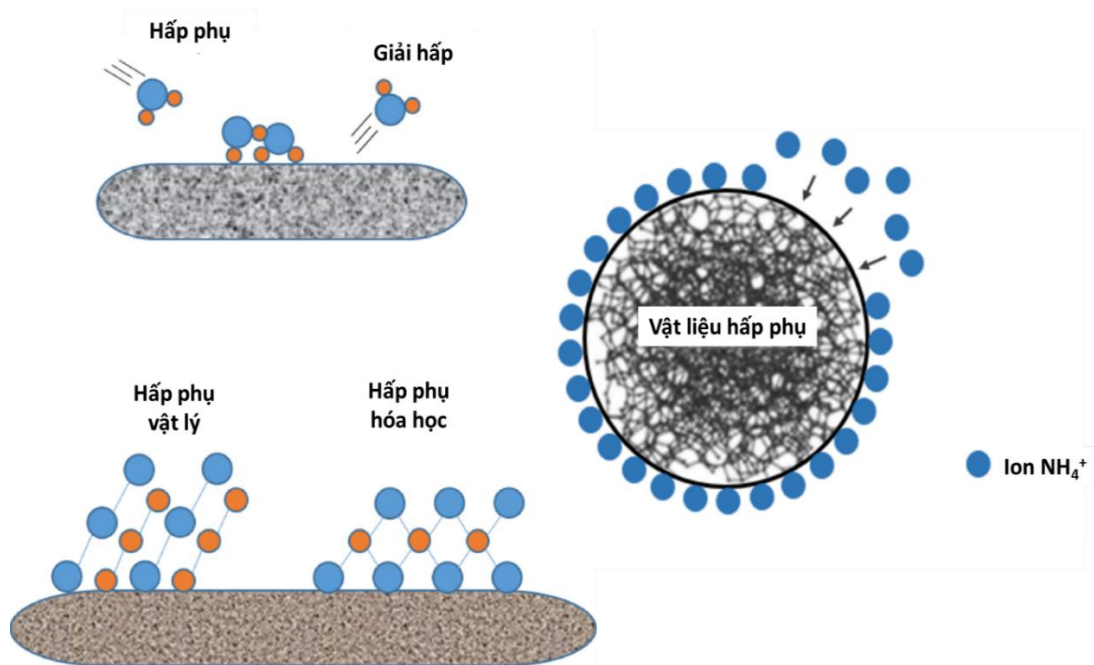
ky khí, sự ức chế amoni là kết quả của hiệu ứng cộng hưởng giữa việc cung cấp ion canxi và loại bỏ ion amoni thông qua trao đổi ion giữa canxi và amoni. Zeolit có thể làm giảm hiệu quả sự ức chế amoni trong quá trình này. Ngoài ra, ưu điểm của việc sử dụng liên tục zeolit và nhựa trao đổi ion là giúp giảm pH của vật liệu và loại bỏ amoni, nitơ thông qua trao đổi ion. Tao và cộng sự (2017) đã loại bỏ trung bình 50% và 70% amoni-nitơ bằng cách sử dụng hệ thống phản ứng có zeolit dạng lông xiên và liệu nhựa, giúp giảm hiệu quả sự ức chế amoni trong phân hủy kỵ khí [54]. Tuy nhiên, trong các hệ thống định lượng vật liệu trao đổi ion, sự hiện diện của zeolit và nhựa có thể gây phá vỡ cấu trúc bông bùn thông qua các bước trao đổi ion liên tiếp giữa zeolit hoặc nhựa và ma trận ba chiều, dẫn đến giải phóng các polymer ngoại bào [55]. Cấu trúc của vật liệu trao đổi ion cần phải mở và ổn định để tăng khả năng trao đổi cation, tính chọn lọc cation, thể tích rỗng cao và ái lực mạnh đối với các ion hữu cơ tích điện dương như ion amoni.

Lợi thế của trao đổi ion trong xử lý nước thải là khả năng xử lý đa dạng nồng độ amoni [56]. Tuy nhiên, nhược điểm chính của công nghệ này là chi phí vận hành lớn do nhu cầu hóa chất để tái sinh vật liệu trao đổi ion [49]. Hơn nữa, do phản ứng hóa học có thể đảo ngược trong quá trình trao đổi ion, hiện tượng giải hấp có xu hướng xảy ra do sự dịch chuyển cân bằng, đặc biệt khi nồng độ amoni trong dòng nước đầu vào giảm xuống [49]. Do đó, công nghệ này thường được cân nhắc sử dụng với các loại vật liệu trao đổi ion giá thành thấp, xử lý bậc 3 với nồng độ amoni gần đạt ngưỡng xả thải để đạt hiệu quả bền vững của quá trình và tránh tác động tiêu cực của các cation cạnh tranh.

1.2.4. Hấp phụ

Hấp phụ là một phương pháp xử lý chi phí thấp, sử dụng cơ chế lý-hóa để loại bỏ amoni hoặc các chất ô nhiễm khác có trong nước thải. Hình 1.8 trình bày sơ đồ nguyên lý của quá trình hấp phụ NH_4^+ trên bề mặt vật liệu. Hiện nay có nhiều loại vật liệu hấp phụ được sử dụng để hấp phụ amoni trong nước thải. Phần lớn các vật liệu hấp phụ được tổng hợp từ nhiều nguồn khác nhau, và chủ yếu được sử dụng dưới dạng than hoạt tính. Các vật liệu hấp phụ dựa trên zeolit tự nhiên, bao gồm clinoptilolit và modernit, cũng được chứng minh là có hiệu quả cao. Những vật liệu hấp phụ như vậy thường có diện tích bề mặt rất lớn, cho phép hấp phụ amoni lên bề mặt hiệu quả. Phương pháp hấp phụ vận hành đơn giản, không gây ô nhiễm thứ cấp,

mang lại hiệu quả xử lý tốt. Các vật liệu hấp phụ thường được sử dụng bao gồm than hoạt tính, zeolit, alumina, các hợp chất silica và vật liệu hấp phụ nano [57]. Việc sử dụng hấp phụ trong môi trường lỏng là một phương pháp đơn giản và hiệu quả để thu giữ số lượng lớn phân tử amoni trên mỗi đơn vị thể tích, mặc dù một số vật liệu hấp phụ có khả năng loại bỏ cao, nhưng vẫn gặp phải hạn chế như nhu cầu sử dụng lớn, quy trình điều chế phức tạp và thời gian đạt cân bằng hấp phụ kéo dài [58]. Do phân tử amoni có kích thước nhỏ nên khả năng hấp phụ bằng cơ chế vật lý trên bề mặt lỗ xốp thông thường như than hoạt tính là rất yếu. Mặt khác, với cấu hình ion amoni NH_4^+ với điện tích dương, việc lựa chọn vật liệu hấp phụ có ái lực bề mặt mang điện tích âm để tạo ra cơ chế hấp phụ hóa học (tạo liên kết với bề mặt) như zeolite, hạt trao đổi ion, hay than hoạt tính biến tính thường được chú trọng [59].



Hình 1.8. Mô tả cơ chế hấp phụ amoni trên bề mặt vật liệu [39, 49]

Hiện tượng lỗ xốp bị thay đổi trong quá trình xử lý ảnh hưởng đến hiệu suất hấp phụ về lâu dài, do đó, độ ổn định của vật liệu hấp phụ cũng rất quan trọng [60]. Than hoạt tính biến tính với sắt chứa nhiều nhóm hydroxyl hơn trên bề mặt, khiến bề mặt tích điện âm mạnh hơn. Natri và sắt được đưa vào bề mặt than hoạt tính để tăng cường lực hút tĩnh điện giữa than hoạt tính và ion amoni. Than hoạt tính mang sắt có thể loại bỏ hiệu quả amoni trong nước thải có nồng độ thấp và nhiệt độ thấp, với hiệu suất loại bỏ amoni đạt 32,5% ở pH 7 và 10 °C [61]. Bentonite biến tính với nhôm và tannin kép cũng được ứng dụng hiệu quả trong việc loại bỏ amoni khỏi nước thải nhiệt độ thấp. Khi pH tăng, điện tích bề mặt của acid tannic giảm mạnh, mang nhiều

điện tích âm hơn vào bentonite, có thể nâng cao khả năng loại bỏ amoni-nitơ của vật liệu hấp phụ, trong đó pH 8 được xác định là điều kiện tối ưu [62].

Mousavi và cộng sự (2022) đã tổng hợp vật liệu hấp phụ nano dựa trên zirconium oxide và graphene oxide với các nhóm chức năng (epoxy, hydroxyl và carboxyl) trên bề mặt có khả năng tương tác hiệu quả với amoni và cung cấp điện tích bề mặt phù hợp cho việc loại bỏ amoni [63]. Loại vật liệu hấp phụ nano mới này có thể loại bỏ tối đa 90,11 mg/g amoni, chứng minh rằng các oxit kim loại ở kích thước nano là những vật liệu hấp phụ amoni chọn lọc và hiệu quả nhất. Việc chuyển hóa tro bay thành các sản phẩm zeolit chất lượng cao đang nhận được nhiều sự quan tâm, và Ma và cộng sự (2022) đã sử dụng tổ hợp carbon và zeolit biến tính bằng sắt sunfat để hấp phụ tối đa 7,44 mg/g amoni với hiệu suất loại bỏ tối đa đạt 88%, góp phần ngăn chặn hiện tượng phú dưỡng trong môi trường nước tự nhiên [64]. Alumina với kích thước lỗ hẹp, diện tích bề mặt lớn, mạng lưới xốp cao và bề mặt có tính acid cho phép các phân tử hấp phụ khuếch tán liên tục đến các vị trí hấp phụ bên trong, thuận lợi cho quá trình hấp phụ phân tử amoni có tính kiềm [65].

Khả năng trao đổi ion của zeolit tự nhiên khiến chúng trở thành lựa chọn hấp dẫn cho quá trình hấp phụ dưới dạng bột lơ lửng (vật liệu hấp phụ) nhằm loại bỏ amoni khỏi nước [66]. Zeolit tạo ra tương tác điện tích yếu với sự hiện diện của ion amoni trong nước thải thông qua khả năng trao đổi ion, liên kết các cation này với khung silica-aluminate. Zeolit có thể dễ dàng hấp phụ phân tử amoni nhờ vào sự hiện diện phong phú của các nhóm axit Bronsted trên bề mặt. Tác động của sự biến động về nồng độ amoni có thể được giảm thiểu thông qua khả năng hấp phụ amoni của zeolit và tái sinh sinh học bằng quá trình nitrat hóa. Zeolit tự nhiên diabase có hoạt động hiệu quả, hấp phụ hơn 80% lượng amoni trong dung dịch đầu vào [67]. Do zeolit tổng hợp có diện tích bề mặt riêng lớn hơn, thể tích lỗ xốp tổng lớn hơn và kích thước lỗ trung bình nhỏ hơn nên chúng có khả năng hấp phụ amoni-nitơ cao hơn [68].

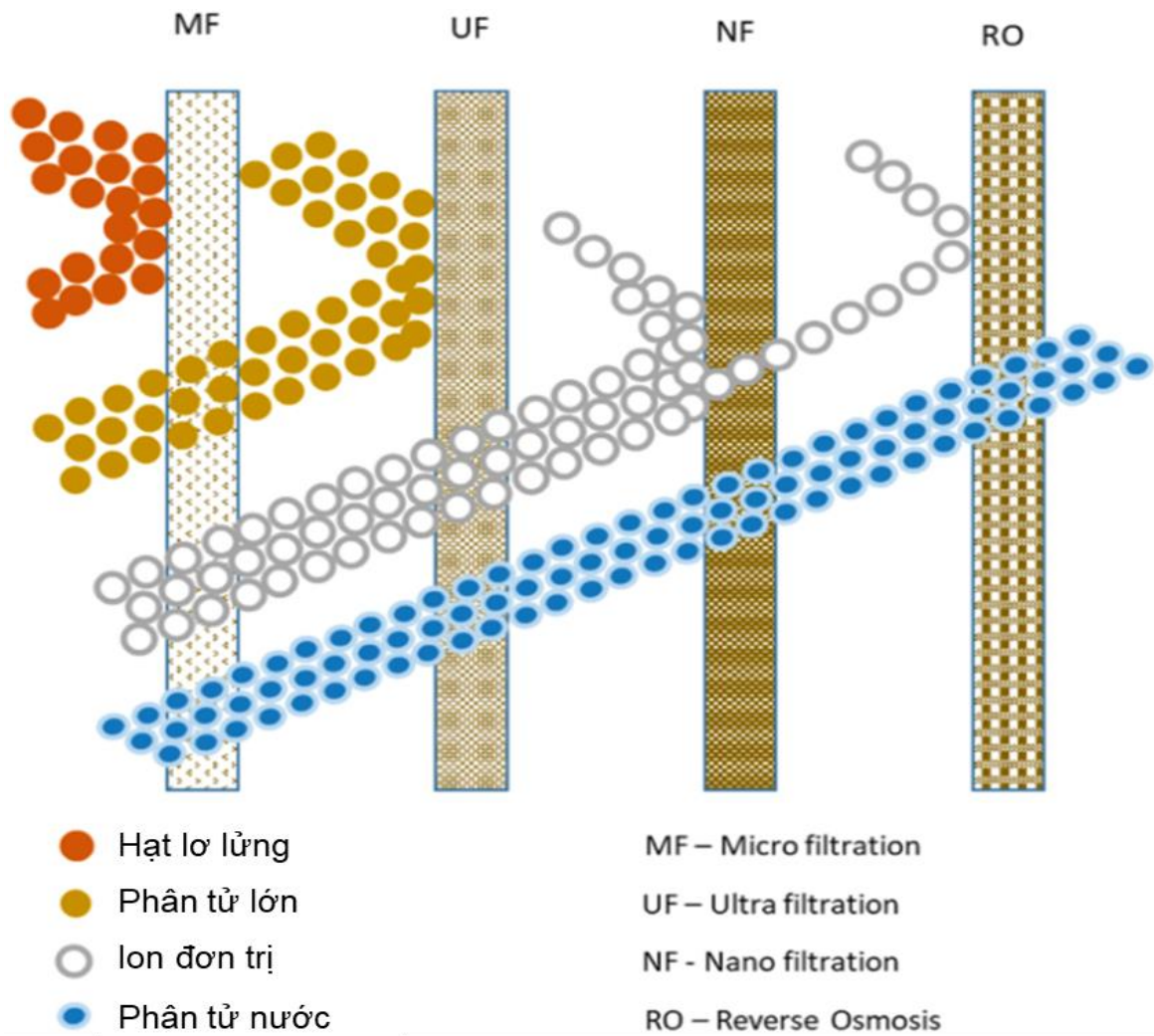
Huang và cộng sự (2014) cũng cho thấy amoni và phosphat có thể được loại bỏ đồng thời khỏi nước thải mô phỏng nuôi trồng thủy sản bằng cách sử dụng zeolit biến tính và tinh thể guanoite [69]. Xu và cộng sự (2020) đã tạo ra các vật liệu lai zeolit-hạt nano oxit sắt bằng chiết xuất từ lá khuynh diệp và phát hiện rằng việc tăng liều lượng vật liệu hấp phụ sẽ làm tăng số lượng các vị trí hấp phụ tương tác với cả

hai ion và diện tích bề mặt sẵn có, từ đó cải thiện hiệu suất loại bỏ amoni tổng thể (1,4 – 56,57%) [51].

Tóm lại, quá trình hấp phụ amoni dựa trên sự tương tác tĩnh điện giữa ion amoni (cation) và vật liệu hấp phụ có bề mặt phân cực. Xu hướng phát triển hiện nay là tối ưu hóa các vật liệu hấp phụ chi phí thấp nhằm giảm tổng chi phí và nâng cao hiệu quả xử lý. Ngoài ra, các yếu tố như pH, nhiệt độ và lượng vật liệu hấp phụ sử dụng cũng ảnh hưởng đến hiệu suất hấp phụ amoni. Bên cạnh đó, quá trình hấp phụ trong xử lý amoni vẫn tồn tại một số hạn chế như hiệu suất không ổn định do ion cạnh tranh và chất hữu cơ trong nước thải. Việc tái sinh vật liệu gây tốn kém và tạo dòng thải thứ cấp, trong khi một số vật liệu cần thời gian hấp phụ dài và dễ suy giảm hiệu suất do tắc nghẽn hoặc sụp đổ cấu trúc. Vật liệu cải tiến tuy hiệu quả cao nhưng chi phí và quy trình chế tạo phức tạp. Hiệu quả hấp phụ còn phụ thuộc nhiều vào pH và nhiệt độ của môi trường.

1.2.5. Màng lọc

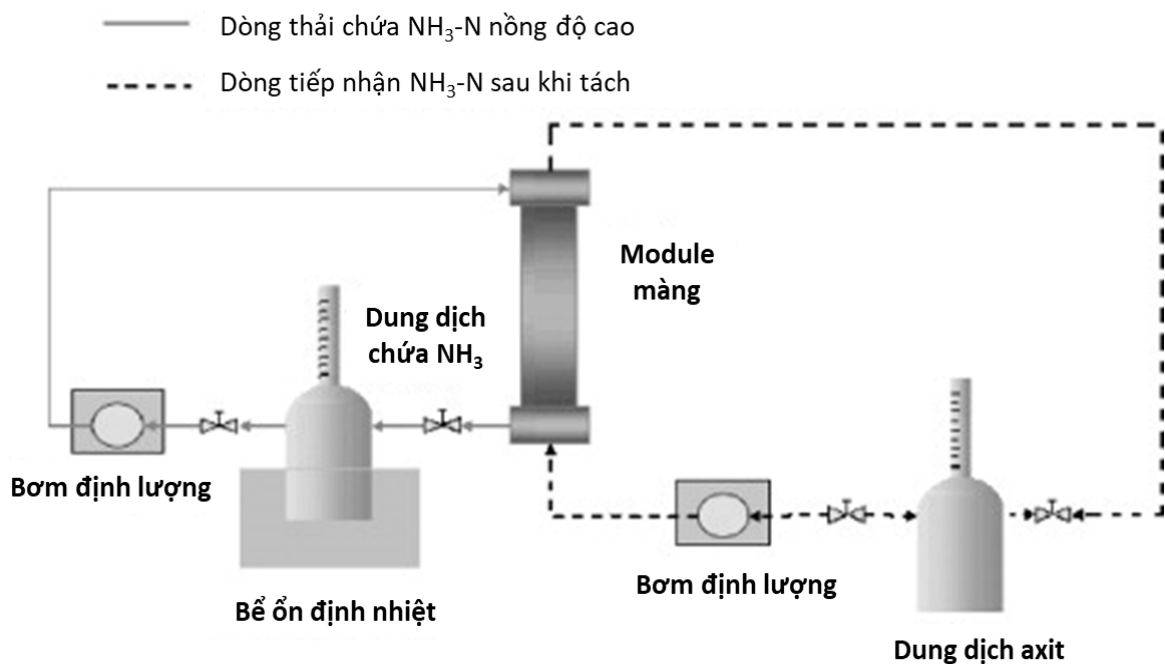
Sử dụng màng lọc là phương pháp tách biệt các chất rắn và các thành phần hoà tan ở kích thước phân tử khỏi nước thải thông qua lớp màng bán thấm thấu. Các loại màng lọc phổ biến hiện nay đó là RO (reverse osmosis), UF (ultrafiltration), MF (microfiltration), NF (nanofiltration), được lựa chọn và sử dụng tùy thuộc vào kích thước chất thải cần được loại bỏ khỏi nguồn nước (Hình 1.9). Đối với chất thải có thể hoá hơi như amoni, loại màng lọc dạng sợi mỏng đã được nghiên cứu phát triển để phù hợp hơn với mục đích này.



Hình 1.9. So sánh hiệu năng của các loại màng lọc khác nhau [39]

Trong những năm gần đây, sự phát triển của bộ tiếp xúc màng sợi rỗng đã tạo ra một phương pháp thay thế khác để loại bỏ các chất ô nhiễm dễ bay hơi như NH_3 . Bộ tiếp xúc màng thường có cấu trúc vi xốp (từ 0.1 đến 2.5 μm) và kỵ nước thường được lựa chọn để xử lý và thu hồi amoni do phù hợp với kích thước của ion này trong nước (0.15 – 0.35 nm) giúp thẩm thấu hiệu quả ion này tới dòng thu hồi mà không lẫn các tạp chất khác. Thông qua quá trình hấp thụ và stripping, quá trình chuyển khối giữa pha lỏng-lỏng hoặc khí-lỏng diễn ra mà không làm pha trộn hai pha với nhau [70, 71]. Ví dụ, sợi rỗng kỵ nước có khả năng phân tách pha dung dịch chứa NH_3 ở phía vỏ ngoài và dung dịch axit pha loãng (thường là axit sulfuric) ở phía trong ống. NH_3 ở phía vỏ ngoài khuếch tán từ dung dịch số lượng lớn đến bề mặt giao diện giữa dung dịch cấp và màng, sau đó thẩm thấu qua màng và cuối cùng phản ứng với axit ở giao diện còn lại để tạo thành hợp chất không bay hơi (Hình 1.8) [70]. Do đó, NH_4^+ trong nước thải sẽ được kiềm hóa thành NH_3 và được loại bỏ nhờ màng lọc. Các công

nghe xử lý $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ trong nước thải bằng công nghệ màng đã được triển khai thương mại hóa ở Châu Âu từ năm 2002. Mô-đun phổ biến nhất được sử dụng là Liqui-Cel® Membrane Contactors do Celgard LCC phát triển. Hệ thống này có khả năng xử lý và xử lý một dòng nước thải có lưu lượng cao lên đến $10 \text{ m}^3/\text{h}$, với nồng độ amoniac trong nước cấp có thể lên tới 1100 mg/L và hiệu quả loại bỏ đạt hơn 95% [72]. Phương pháp sử dụng màng thấm thấu mang lại một số lợi ích so với các phương pháp tách $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ truyền thống khác. Những lợi ích bao gồm tốc độ loại bỏ NH_3 nhanh do diện tích bề mặt tiếp xúc lớn [70, 73]; không có hiện tượng chảy tràn/quá tải/tạo bọt [70, 71]; có khả năng thu hồi và tái sử dụng các hợp chất dễ bay hơi [70]; hoạt động dưới áp suất chênh lệch thấp, do đó giảm chi phí đầu tư [70]; có khả năng xử lý một dải rộng nồng độ $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ [70] và có thể sử dụng cho nồng độ rất thấp ($\sim 1 \text{ mg/L}$) [73]; dễ dàng mở rộng quy mô [71].



Hình 1.10. Sơ đồ quy trình thử nghiệm sử dụng màng thấm thấu trong xử lý amoni trong nước thải [70]

Tuy nhiên, cũng có một số vấn đề khi sử dụng phương pháp xử lý bằng màng tiếp xúc. Màng có xu hướng bị bám bẩn do tạp chất rắn, làm giảm hiệu quả của quá trình thấm thấu. Bản thân màng với kích thước lỗ xốp nhỏ cũng tạo ra trở lực nhất định cho quá trình truyền khối. Tuổi thọ của vật liệu màng thường không cố định, tùy thuộc vào kích thước lỗ màng và loại nước thải xử lý. Tuổi thọ ngắn yêu cầu thay thế màng thường xuyên, điều này sẽ làm tăng chi phí vận hành và bảo trì [71]. Mặc dù phương

pháp sử dụng màng có những nhược điểm này, nhưng nó vẫn là một lựa chọn hấp dẫn cho nhiều ứng dụng trong ngành công nghiệp vì nó có nhiều lợi thế hơn so với các quá trình khác. Các nhà khoa học và các nhà nghiên cứu đã liên tục đưa ra các tiến bộ trong quá trình này để cải thiện hiệu quả và giảm thiểu những nhược điểm. Hasanoglu và cộng sự [70] đã tiến hành các thí nghiệm điều tra việc loại bỏ $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ bằng hai loại mô-đun bộ tiếp xúc màng, gồm mô-đun màng sợi rỗng và màng tấm phẳng. Họ đã quan sát thấy rằng tỷ lệ thu hồi amoniac cao lên tới 99,83% sau 35 phút và 150 phút đối với mô-đun màng sợi rỗng và màng tấm phẳng, tương ứng. Tương tự, Ashrafizadeh và Khorasani [73] cũng đã nghiên cứu việc loại bỏ $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ từ dung dịch nước bằng cách sử dụng bộ tiếp xúc màng sợi rỗng polypropylene và nhận thấy rằng trong điều kiện phù hợp, chẳng hạn như pH 10 của dung dịch cấp, có thể đạt được tới 99% hiệu quả loại bỏ $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$. Ưu điểm của phương pháp sử dụng màng lọc có thể thấy là hiệu suất xử lý rất cao trong thời gian ngắn, không gây ô nhiễm thứ cấp, thích hợp cho ứng dụng thực tiễn, rất thích hợp cho xử lý nồng độ $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ ở mức thấp cho quy trình xử lý bậc 3. Tuy nhiên, chi phí đầu tư và bảo trì cao, tuổi đời màng lọc không ổn định, cũng như hiện tượng tắc màng thường gặp là những nhược điểm hay gặp phải khi sử dụng phương pháp này.

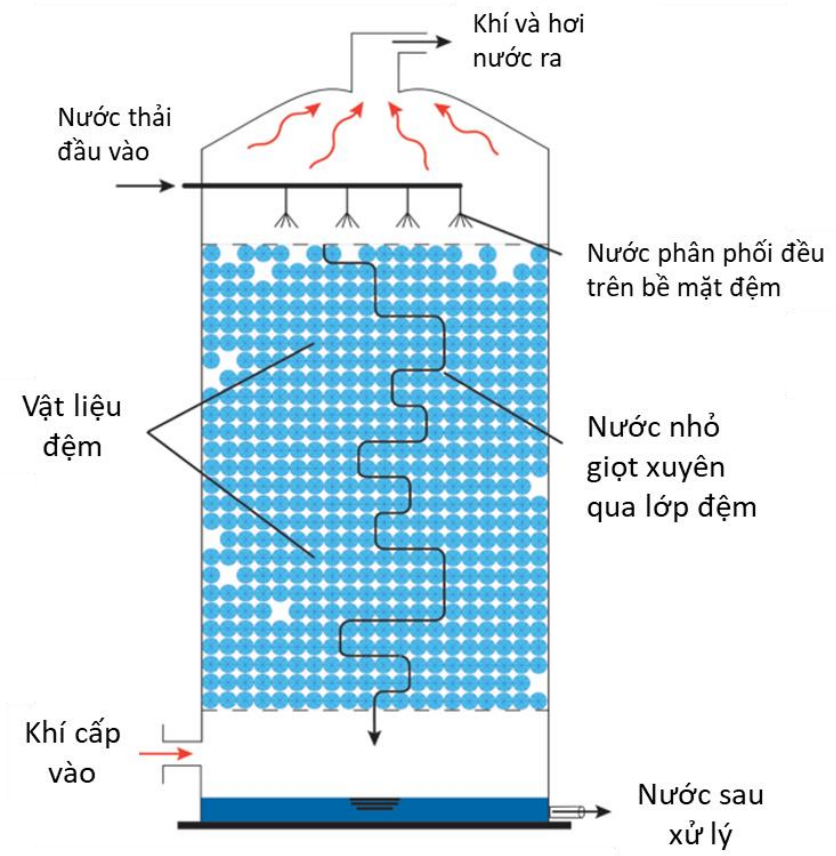
1.2.6. Stripping

Stripping (hay air stripping) là quy trình thổi khí qua dòng nước ô nhiễm để loại bỏ các chất ô nhiễm hóa hơi trong nước như $\text{NH}_3\text{-N}$, dung môi hữu cơ (isopropyl alcohol) và các chất hữu cơ dễ bay hơi (VOCs). Đối tượng xử lý của phương pháp stripping sẽ là các hợp chất ô nhiễm hóa hơi, dễ bay hơi trong nước, có thể dễ dàng chuyển từ pha lỏng sang pha khí. Không khí thổi qua dòng nước ô nhiễm sẽ giúp thổi bay các chất ô nhiễm hóa hơi nhanh và hiệu quả hơn. Dòng chất ô nhiễm hóa hơi sẽ được thu gom để xử lý hoặc đưa ra môi trường trong trường hợp nồng độ loãng trong không khí.

Quá trình stripping chủ yếu sử dụng thiết bị stripping hoặc bể sục khí để đẩy không khí qua nước thải. Kích thước và kiểu dáng của thiết bị stripping sẽ phụ thuộc vào thành phần ô nhiễm và lưu lượng nước thải cần xử lý. Thiết bị stripping phổ biến nhất hiện nay là tháp stripping, là một dạng bể cao có nhồi các vật liệu đệm bằng nhựa, thép hoặc ceramic. Nước thải sẽ được bơm vào tháp từ phía trên và phân phối

đều trên bề mặt vật liệu đệm. Dòng nước sẽ nhỏ giọt xuyên qua cá khoảng trống giữa các vật liệu ở dạng các dòng chảy nhỏ giúp tăng diện tích tiếp xúc với dòng khí thổi từ dưới đáy tháp. Mặt khác, ở bể thổi khí sẽ loại bỏ các chất ô nhiễm thông qua việc sục bọt khí vào bể chứa nước thải. Không khí và hơi nước bốc lên tích tụ phía trên thiết bị stripping và bề sục khí sẽ được thu gom để xử lý hoặc đưa ra ngoài môi trường. Nước đã xử lý chảy xuống đáy, thu thập và thử nghiệm để đảm bảo đáp ứng các yêu cầu làm sạch. Nước có thể cần xử lý bổ sung để đạt được mức yêu cầu.

Tháp stripping dòng chảy ngược có khả năng tạo ra diện tích bề mặt giao thoa lớn giúp cải thiện hiệu quả chuyển khối các hợp chất hóa hơi tốt hơn các thiết bị sục khí khác. Do vậy, phương pháp này tạo ra nhiều lợi thế trong hiệu quả xử lý và chi phí trong xử lý các hợp chất bay hơi từ nước cấp và nước thải. Các phương trình đã được phát triển và tối ưu để thiết kế hệ thống xử lý cho từng hợp chất cụ thể. Bên cạnh đó, các nghiên cứu thí điểm đã được điều chỉnh phù hợp với mọi quy mô và độ nhạy của các yêu cầu xử lý của các dự án, để có thể thiết lập được các thông số kỹ thuật thiết kế chính và xác định ước tính tổng chi phí đầu tư. Các yếu tố thứ cấp có thể ảnh hưởng đến chi phí và hiệu quả xử lý của quy trình stripping sẽ được cân nhắc. Việc ước tính chi phí và quy mô hệ thống để giảm thiểu tiêu thụ năng lượng cũng được xem xét trong quá trình thiết kế.

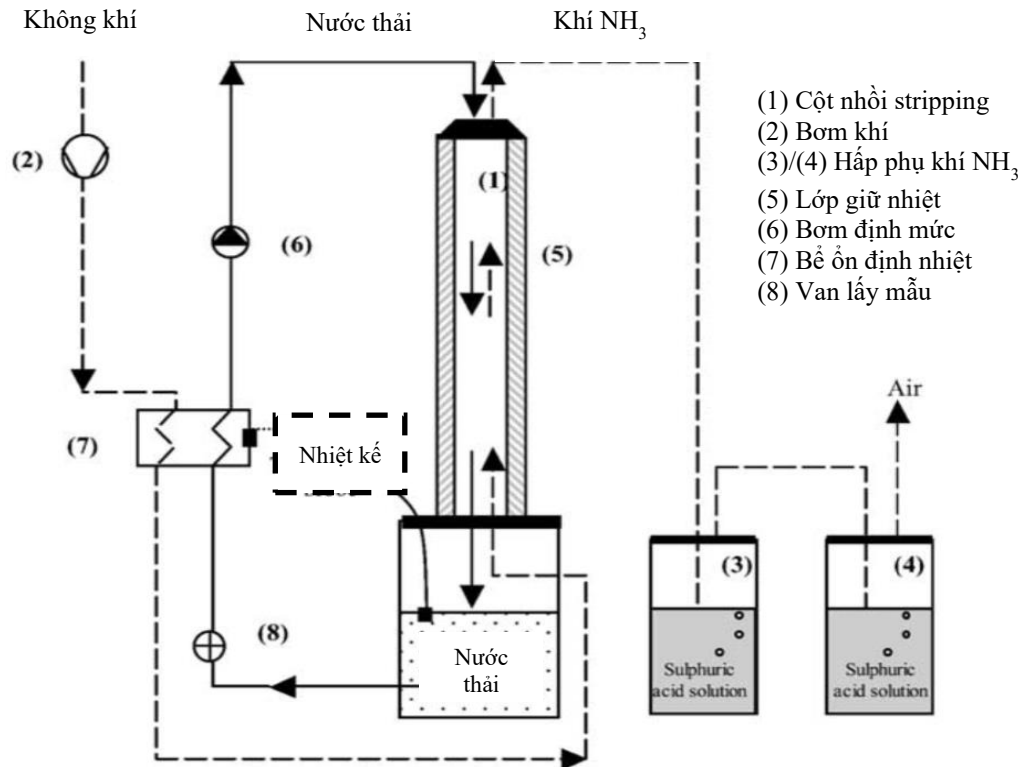


Hình 1.11. Cấu tạo và cơ chế hoạt động của tháp stripping [74]

Trong xử lý NH_4^+ bằng stripping, nước thải sẽ được kiềm hóa để chuyển đổi dạng ion sang dạng NH_3 tự do, sau đó NH_3 được thổi bay khỏi nước thải thông qua quá trình stripping. Trong quá trình này, nước chứa NH_4^+ được nâng pH hoặc làm nóng được cấp từ trên xuống tháp stripping, trong khi luồng khí ngược dòng được đưa vào từ đáy tháp. Sau khi qua xử lý, khí chứa NH_3 đi vào tháp hấp thụ NH_3 , nơi nó được hấp thụ bằng axit sulfuric để tạo ra sản phẩm phân bón. Ngoài ra, bằng cách tăng pH, ion NH_4^+ có thể được tách (stripping) khỏi pha lỏng thông qua quá trình chiết xuất hơi nước và được hấp thụ bằng axit photphoric, giúp tránh phát thải khí amoniac ra môi trường và giảm hiệu ứng nhà kính [75, 76].

Kỹ thuật stripping NH_3 được đánh giá là rất hiệu quả trong xử lý nước thải chứa $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ và các hợp chất độc hại, như thể hiện trong Bảng 1.5. Quá trình này thường yêu cầu pH trên 9,25, vì ở mức pH > 9, sự bay hơi NH_3 từ hỗn hợp $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ trở nên thuận lợi về mặt nhiệt động lực học, do cân bằng chuyển dịch về phía NH_3 [77]. Kỹ thuật stripping NH_3 được coi là ổn định và dễ kiểm soát hơn so với các quy trình sinh học trong xử lý nước thải [78]. Provolò và cộng sự (2017) đã phát triển một

quy trình stripping hơi nước nhả chậm, giúp khắc phục hạn chế về nhu cầu năng lượng gia nhiệt và hóa chất để đạt hiệu suất stripping đạt tối đa ở pH 9 và 40 °C [79].



Hình 1.12. Sơ đồ quy trình stripping amoni từ nước thải chăn nuôi lợn [80]

Ulu và Kobya (2020) cũng phát hiện rằng stripping hiệu quả hơn kết tủa hóa học trong xử lý $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ [81]. Ở mức pH 12, công nghệ stripping đã loại bỏ hơn 90% $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$, nhờ vào việc tăng diện tích tiếp xúc khí-lỏng, giảm áp suất riêng phần của nitơ và tăng pH [82]. Bonmati và Flotats cũng sử dụng mô hình tháp stripping với chiều cao 1m, đường kính đệm 5 cm và thể tích đệm 1,9 L để $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ amoni trong nước thải chăn nuôi lợn [80]. Với điều kiện vận hành ở nhiệt độ chất lỏng 80 °C, $Q_G/Q_L = 75$ và thời gian lưu 4 h, hiệu suất loại bỏ amoni đạt được từ 96% đến 98,8% từ nồng độ amoni đầu vào trong khoảng từ 3,39 – 3,68 g/kg. Tuy nhiên, mức pH cao sau quá trình stripping đòi hỏi phải bổ sung axit để giảm pH trở lại và tuần hoàn bùn lỏng. Việc sử dụng quá nhiều hóa chất để điều chỉnh pH, cùng với nguy cơ tích tụ bùn sinh học trong cột tháp và bộ trao đổi nhiệt, là những yếu tố chính làm tăng đáng kể chi phí vận hành và bảo trì của các công nghệ thổi khí truyền thống.

Nhiệt độ cao làm tăng áp suất hơi bão hòa của amoniac tự do trong dung dịch, từ đó khuếch đại động lực chuyển pha từ lỏng sang khí, đồng thời nâng cao tốc độ khuếch tán và truyền khối của các phân tử trong cả hai pha [83]. Ngoài ra, phương

pháp chiết xuất bằng hơi nước có những hạn chế, bao gồm chỉ có hiệu quả đối với nước thải chứa 10–100 mg/L amoniac, không thể thực hiện trong điều kiện làm lạnh, không loại bỏ nitrit hoặc nitơ hữu cơ, và gây ô nhiễm do phản ứng giữa amoniac trong không khí và lưu huỳnh dioxit.

Bảng 1.4. Thông số vận hành và hiệu quả xử lý amoniac bằng phương pháp stripping trong các nghiên cứu

Nồng độ amoniac	Lưu lượng khí	pH	Nhiệt độ	Hiệu quả xử lý (%)	TLTK
1,58 – 4,5 g/kg	10 L/phút	9	40 °C	87	[79]
16.200 mg/L	10 L/phút	12	-	94	[81]
98 mg/L	45 L/phút	12,38	40 °C	98	[84]
1600 mg/L	3600 L/h	9,25	18,5 °C	98	[85]
1000-3700 mg/L	262 L-khí/L-nước	8,5	70 °C	63	[86]

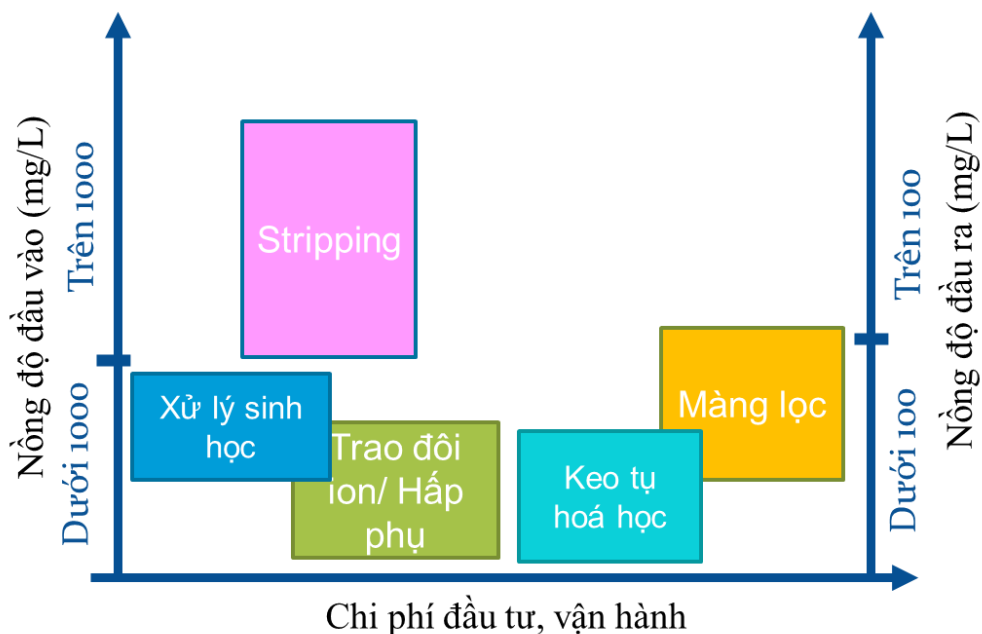
Mặc dù các nghiên cứu căn bản nêu trên đã thể hiện rõ ưu điểm của quá trình stripping sử dụng cột nhồi như hiệu suất cao và không phụ thuộc vào hoá chất phụ trợ, một vài hạn chế đã giới hạn khả năng ứng dụng kỹ thuật này vào quy mô thực tế. Như đã nói ở trên, hiệu quả của quá trình truyền khối trong stripping phụ thuộc vào thể tích nhồi và tỉ lệ Q_G/Q_L . Do đó khi ứng dụng vào quy mô lưu lượng thực tế, thiết bị được yêu cầu phải có kích thước rất lớn để kéo dài thời gian lưu chất lỏng trong phần nhồi dẫn tới chi phí đầu tư ban đầu cho vật liệu tương đối cao [87]. Bên cạnh đó, khi vận hành ở tỉ lệ Q_G/Q_L tối đa, lưu lượng khí quá lớn so với lưu lượng chất lỏng sẽ gây hiện tượng tắc dòng chất lỏng ngược chiều dẫn gây khó khăn trong vận hành và bảo trì. Trong nghiên cứu xử lý amoni từ nước thải rỉ rác với cột nhồi quy mô pilot của tác giả Santos và cộng sự (2020), tuy kích thước thiết bị tương đối lớn với chiều cao 1,95 m và đường kính cột 150mm, quá trình phải cần thời gian lưu nước thải từ 4-9 ngày dưới dạng tuần hoàn ra vào cột để đạt 98% hiệu suất xử lý amoni [88]. Điểm yếu chính gây giới hạn tỉ lệ Q_G/Q_L của cột nhồi đó chính là do dòng nước chảy ngược phụ thuộc hoàn toàn vào trọng lực khi chảy qua phần nhồi, khi gặp lưu lượng khí quá lớn sẽ gây hiện tượng tắc hoặc chảy tràn ngược dòng chất lỏng.

1.2.7. So sánh các phương pháp xử lý amoni trong nước thải

Trong nhóm các công nghệ xử lý amoni, có thể thấy rằng các phương pháp xử lý trên đều có khả năng xử lý hiệu quả amoni xuống tới ngưỡng đạt chuẩn (dưới 10

mg/L). Tuy nhiên, đối với thành phần nước thải nồng độ amoni cao (trên 1000 mg/L), ngoại trừ phương pháp stripping, các phương pháp còn lại đều không phù hợp do yêu cầu nồng độ amoni đầu vào dưới 200 mg/L. Đối với quy trình xử lý sinh học, nồng độ amoni cao sẽ ảnh hưởng đến tỉ lệ C/N dẫn tới ức chế quá trình sinh học. Tải lượng amoni cao cũng làm tăng tần suất thay đổi vật liệu hấp phụ, trao đổi ion đối với hấp phụ hoặc yêu cầu lượng hóa chất lớn với quá trình keo tụ hóa học, dẫn tới mất tính khả thi về mặt chi phí với hai phương pháp này. Tương tự như vậy, phương pháp màng lọc cũng sẽ yêu cầu số lượng module lớn đồng thời dòng đậm đặc từ nồng độ amoni cao cũng sẽ là vấn đề lớn dẫn tới khó khăn trong vận hành và chi phí đối với tải lượng amoni cao. Tóm lại, nồng độ amoni nồng độ quá cao là nhược điểm cố hữu cản trở khả năng ứng dụng và vận hành hiệu quả của các phương pháp xử lý trên.

Mặt khác, phương pháp stripping phụ thuộc hoàn toàn vào cơ chế chuyển khối của thành phần NH_3 (chuyển dịch từ NH_4^+) trong nước thải trên nguyên lý two-film. Hiệu quả xử lý amoni của phương pháp stripping hoàn toàn không phụ thuộc vào nồng độ đầu vào mà chủ yếu sẽ phụ thuộc nhiều hơn vào tính chất thủy động lực của hai pha, các điều kiện vận hành và tính chất vật lý (Nhiệt độ, áp suất, ...) của hệ tiếp xúc. Do đó, phương pháp stripping sử dụng cột tiếp xúc là phương án phổ biến được các nhà máy áp dụng để tiền xử lý loại bỏ amoni nồng độ cao trong nước thải trước khi áp dụng các phương pháp đã nhắc tới trước đó.



Hình 1.13. So sánh các phương pháp xử lý amoni từ trong nước thải [39]

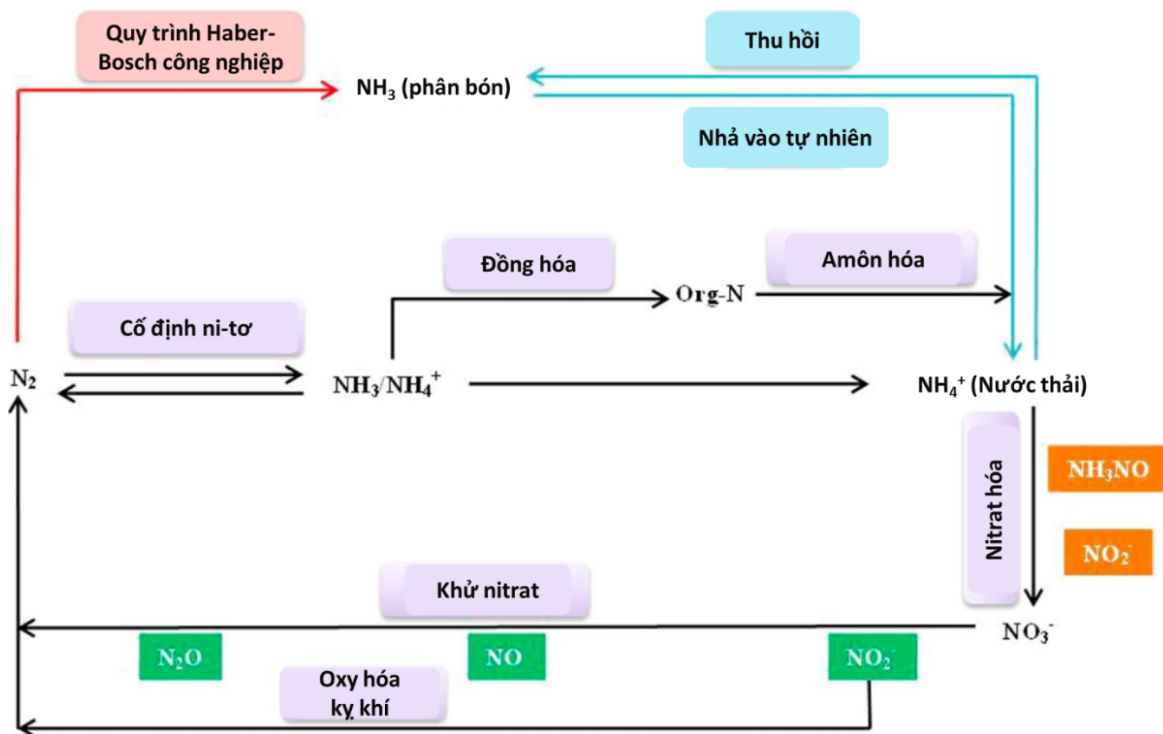
1.3. Xu hướng xử lý nước thải kết hợp thu hồi tài nguyên

1.3.1. Xu hướng thu hồi amoni từ nước thải

Nước thải phát sinh, mối lo ngại đối với sức khỏe con người và nguy cơ môi trường thúc đẩy các nỗ lực trong nghiên cứu và triển khai ứng dụng trong xử lý nước thải từ các hoạt động công nghiệp [43]. Tuy nhiên, năng lượng và tài nguyên đáng kể như đất đai và cơ sở hạ tầng phục vụ cho xử lý nước thải đang trở thành những trở ngại. Hơn nữa, chất thải thứ cấp như bùn thải trong quá trình xử lý nước có thể gây ô nhiễm môi trường. Do đó, các phương pháp xử lý đang được nghiên cứu để thay đổi hướng tới sự bền vững và tuần hoàn trong xử lý nước thải [89, 90]. Động lực cho xu hướng này đến từ giá trị thị trường ngày càng tăng của một số thành phần có sẵn trong nước thải (bao gồm giá nước cấp, kim loại, chất dinh dưỡng như amoni và năng lượng) có khả năng thu hồi [90, 91]. Quan trọng hơn, các cấp quản lý ngày nay nhận thức rõ hơn về nhu cầu tiêu thụ ít năng lượng trong sản xuất nói chung và xử lý nước thải nói riêng. Do đó, nước thải và các thành phần trong nước thải được coi là nguồn tài nguyên giá trị có thể tái tạo [92].

Nitơ là nguồn tài nguyên tái tạo có tầm quan trọng lớn đối với sự phát triển của sinh vật [90]. Theo chu trình nitơ, có rất nhiều N_2 trong khí quyển nhưng sinh vật không thể hấp thụ trực tiếp do thiếu nitơ phân tử có khả năng phản ứng. Quá trình cố định nitơ sinh học thường được thực hiện bởi thực vật để hấp thụ N_2 ở dạng phản ứng thông qua enzyme nitrogenase và tia chớp. Sau đó, amoni được chuyển hóa thành nitrit bởi các vi sinh vật oxy hóa amoni, sau đó được chuyển hóa thành nitrat thông qua các vi sinh vật oxy hóa nitrit [93]. Quá trình này được gọi chung là quá trình nitrat hóa. Ngược lại, nitơ phân cũng được tạo thành từ bằng các vi sinh vật thông qua quá trình khử nitrat. Amoniac với nitrit là chất nhận điện tử có thể bị oxy hóa thành khí nitơ thông qua vi khuẩn oxy hóa amoni kỵ khí [94]. Điều đáng chú ý là lượng amoni có nguồn gốc từ quá trình cố định đạm sinh học không đủ để đáp ứng nhu cầu amoniac cho toàn bộ cây trồng và thực vật tự nhiên trên trái đất. Do đó, một quy trình công nghiệp có tên Haber-Bosch được áp dụng để sản xuất amoniac với nitơ phân tử được sử dụng làm nguyên liệu thô để tạo thành phân bón. Phương trình mô tả quy trình Haber-Bosch thể này được trình bày trong biểu thức (1.10):





Hình 1.14. Chu trình nitơ hiện nay trong tự nhiên và hoạt động công nghiệp [95]

Dân số toàn cầu ngày càng tăng đòi hỏi sản lượng phân bón phải tăng tương ứng, ước tính cần tốc độ tăng trưởng hàng năm khoảng 1,8% để đảm bảo an ninh lương thực [96]. Nhu cầu này chủ yếu được đáp ứng bởi quy trình công nghiệp Haber-Bosch, quy trình sản xuất amoniac đang được tận dụng triệt để nhằm chuyển hóa N_2 tự nhiên thành NH_3 . Tuy nhiên, sự lạm dụng này có thể gây mất cân bằng và làm gián đoạn chu trình nitơ tự nhiên, gây ra rủi ro cho môi trường và sức khỏe con người [97, 98]. Heffer và Prud'homme (2014) đã dự đoán sản lượng phân bón toàn cầu đạt 199,4 triệu tấn vào năm 2018, hàm ý nguồn cung amoniac tăng 1,5% hàng năm [99]. Hơn nữa, quy trình Haber-Bosch cũng tiêu tốn nhiều năng lượng, khoảng 1-2% nguồn cung năng lượng toàn cầu hàng năm [95]. Nó cũng tạo ra lượng khí nhà kính đáng kể, ảnh hưởng xấu đến sức khỏe con người và môi trường. Vì vậy, việc phát triển các phương pháp tái tạo, bền vững để sản xuất amoniac là rất quan trọng.

Phân bón gốc amoni xâm nhập vào môi trường nước thông qua dòng chảy, và các hợp chất nitơ được con người và động vật tiêu thụ sẽ tồn tại trong các vùng nước dưới dạng nước thải và phân. Các hợp chất này chủ yếu tồn tại dưới dạng ion amoni trong nước thải và gây ô nhiễm và suy giảm chất lượng môi trường thông qua hiện tượng phú dưỡng [100]. Các phương pháp xử lý sinh học truyền thống dựa vào quá trình nitrat hóa và khử nitrat để chuyển đổi amoni thành khí N_2 . Trong phạm vi xử lý

nước thải, nồng độ amoni cao còn gây ảnh hưởng đến sự ổn định và hiệu quả của quá trình xử lý sinh học hiếu khí trong hệ thống [101, 102]. Tuy nhiên, quá trình này tiêu tốn nhiều năng lượng, trong đó việc sục khí để nitrat hóa chiếm khoảng 50% tổng năng lượng tiêu thụ và 60% chi phí vận hành trong xử lý nước thải, chưa kể đến tiêu tốn hóa chất [96, 103]. Hơn nữa, khí N_2 sau khi bay vào khí quyển sẽ rất khó để chuyển đổi về dạng nitơ dễ phản ứng để các vi sinh vật và thực vật có thể sử dụng [104].

Mặt khác, nhu cầu cho phân bón nitơ là rất cao do nhu cầu sản xuất thực phẩm toàn cầu ngày càng tăng với khoảng 50% nhu cầu thực phẩm phụ thuộc vào nguồn nitơ công nghiệp hiện nay [105, 106]. Với quy trình Haber-Bosch, phải tiêu tốn khoảng 12,1 kWh điện, 0,6 kg khí tự nhiên và thải ra 1,87 kg CO_2 để sản xuất được 1 kg amoniac (NH_3-N) [107]. Do đó, trong xử lý nước thải nói chung và amoni nói riêng, xu hướng trên thế giới đã dần chuyển dịch từ “loại bỏ chất ô nhiễm” sang “thu hồi chất dinh dưỡng” từ nước thải [45]. Cụ thể, với chủ trương “phát triển bền vững” và “kinh tế tuần hoàn”, nhiều nghiên cứu đã có cách tiếp cận bền vững hơn trong xử lý nước thải, cụ thể là thu hồi các chất ô nhiễm nitơ hoạt tính (NH_4^+ , NO_3^-) trong nước thải để thu hồi phân đạm làm phân bón.

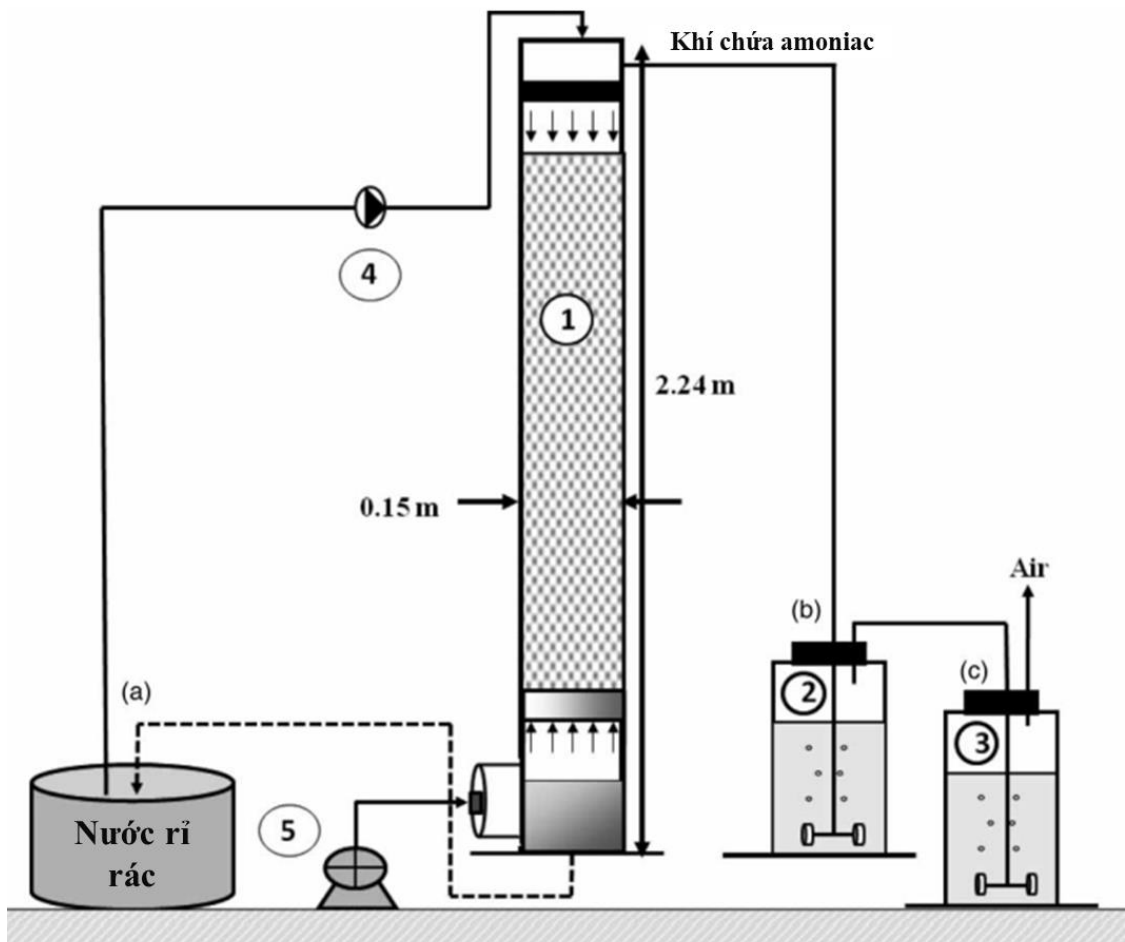
1.3.2. Khả năng thu hồi amoni từ nước thải bằng phương pháp stripping

Trên thực tế, kỹ thuật stripping có thể thu hồi hơn 90% amoni từ nguồn nước thải ô nhiễm đậm đặc ($>1000\text{mg/L}$) như nước rỉ rác và nước thải chăn nuôi [45]. Kỹ thuật stripping để thu hồi amoni phụ thuộc vào điều kiện pH có tính kiềm của nước thải (lớn hơn 9,25). Trong môi trường kiềm, ion NH_4^+ có thể dịch chuyển sang dạng phân tử khí NH_3 . Theo thuyết two-film theory, trong toàn bộ quá trình chuyển khối, các phân tử NH_3 sẽ khuếch tán từ pha lỏng sang ranh giới giao thoa lỏng – khí và sau đó chuyển dịch hoàn toàn sang pha khí. Trong quy mô thực tế, quy trình stripping amoni được tiến hành trong một cột tiếp xúc, sau đó pha khí chứa NH_3 được đưa đến một tháp dập axit mà tại đó thành phần đậm được thu hồi dưới dạng muối amoni sunphat $(NH_4)_2SO_4$ [108]. Cả hai dạng dung dịch và tinh thể của muối này đều được coi là phân bón khoáng sử dụng trong nông nghiệp [109]. So với các công nghệ sinh học như SHARON và ANAMMOX, kỹ thuật stripping – dập axit vẫn cho thấy khả năng cạnh tranh về chi phí do khả năng thu hồi amoni sunphat tạo lợi nhuận bù đắp cho chi phí vận hành. Cụ thể, theo ước tính của Tian và cộng sự (2019), theo giá trị tại thị trường Trung Quốc,

lợi nhuận thu về với riêng $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ từ nước thải sinh hoạt là 4,41 USD/m³ và cùng với lợi nhuận thu về từ kết tủa struvite tạo ra 2,45 USD/m³ lợi nhuận sau khi trừ đi chi phí vận hành [110]. Hơn nữa, kỹ thuật stripping cũng ổn định và dễ kiểm soát hơn các quá trình sinh học trong hệ thống xử lý nước thải [78].

Về kết quả nghiên cứu, một số nhà khoa học trên thế giới cũng đã công bố nhiều kết quả thu hồi amoni sử dụng kỹ thuật stripping và hấp thụ. Đã có nhiều nghiên cứu thử nghiệm quy trình stripping bằng các module stripping tiếp diễn [111, 112]. Guo và cộng (2010) ghi nhận hiệu suất stripping amoni đạt 96,6% sau 18 giờ lưu nước tại pH = 11 [111], nhỉnh hơn kết quả của Nurisepehr và cộng sự (2012) ở pH 10,5 (79%) dù ở cùng quy mô [112]. Ở quy mô pilot, đã có nhiều nghiên cứu khảo sát mở rộng thêm công đoạn hấp thụ thu hồi amoni. Ferraz và cộng sự (2014) đã thử nghiệm thu hồi amoni bằng kỹ thuật stripping-hấp thụ bằng cột tiếp xúc quy mô pilot ($d = 0,15\text{m}$, $H = 2,24\text{m}$) và bình scrubber axit [113]. Kết quả cho thấy sau 72h stripping, hiệu suất xử lý và thu hồi amoni đạt lần lượt là 88% và 80% với nồng độ ban đầu là 1980 mg/L. Tăng lưu lượng gió từ 1600 L/h lên 2400 L/h có thể rút ngắn thời gian đạt 99% hiệu quả xử lý xuống còn 24h. Tuy nhiên, tác giả cho rằng lưu lượng không khí quá lớn không phù hợp để thu hồi amoni bằng hệ hấp thụ hiện hữu.

Với đối tượng nước rỉ rác chứa 2000 mg/L amoni, Santos và cộng sự (2020) ghi nhận hiệu suất xử lý amoni trung bình đạt 98% với thời gian stripping từ 4 đến 9 ngày, và hiệu suất thu hồi đạt tối đa 92% bằng axit H_2SO_4 0,24 M với tỉ lệ lưu lượng khí trên lưu lượng nước (Q_G/Q_L) bằng 45 khi dùng hệ thống stripping-hấp thụ với thiết bị có kích thước tương tự [114].



Hình 1.15. Sơ đồ thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni sử dụng tháp stripping và hấp thụ [113]

Chú thích: (1): Tháp stripping, (2-3): bình hấp thụ, (4): bơm nước thải, (5): máy thổi khí, (a-c): điểm lấy mẫu

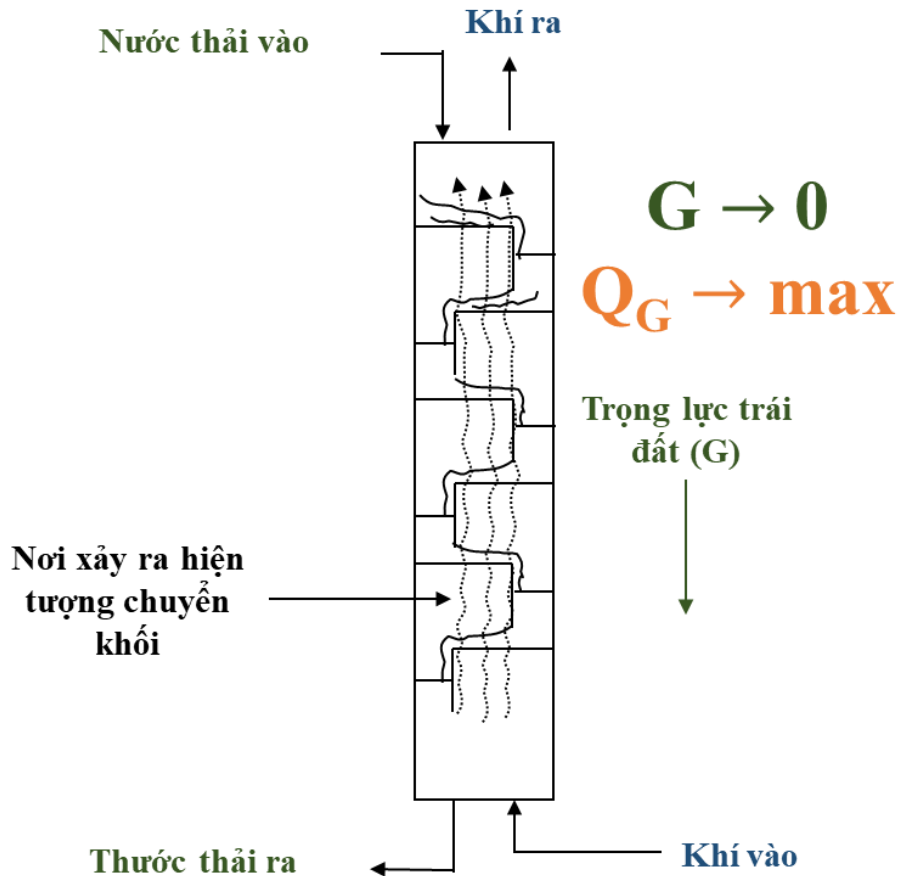
Tuy nhiên, nhược điểm của tháp stripping đã được xác định do kích thước của các hệ thiết bị dù chỉ ở mức pilot nhưng chiếm rất nhiều không gian (1,8 – 2,2 m chiều cao). Trên thực tế, các hệ thống tháp tiếp xúc cho quy trình stripping có thể lên đến 6-8 m cho quy mô thực tế, dẫn đến tốn diện tích và chi phí đầu tư cao. Hơn thế nữa, thời gian lưu nước để đạt hiệu suất xử lý amoni cao (>90%) thường kéo dài tối thiểu từ 12h cho đến một ngày cũng là trở ngại để kỹ thuật stripping – hấp thụ được ứng dụng một cách hiệu quả.

1.3.3. Nhược điểm của sử dụng tháp stripping truyền thống

Những nhược điểm của quá trình stripping truyền thống đến từ chính kết cấu của cột tiếp xúc sử dụng trong quá trình này. Đối với các quá trình hoá lý sử dụng trong xử lý môi trường, thiết bị cột tiếp xúc (packed column) đã không còn xa lạ khi nó đảm nhiệm vai trò cải thiện tiếp xúc giữa các pha khác nhau của vật chất trong các phản ứng hoá

học, quy trình ngưng tụ chưng cất, scrubber dập ướt, hấp thụ khí thải, hay stripping. Cột tiếp xúc thường có cấu tạo dạng hình trụ rỗng có trang bị lớp đệm bên trong với độ xốp và diện tích bề mặt lớn như các vòng raschig, bó sợi thép, bó sợi teflon, hay thậm chí là các lớp hạt xúc tác và các vật liệu hấp phụ như các tấm zeolite, hạt than hoạt tính,... Trong ứng dụng công nghiệp, ứng dụng của cột tiếp xúc hướng tới các quá trình chuyển khối vật lý như phân tách, hấp thụ, stripping, và chưng cất. Stripping là kỹ thuật xử lý nước nhằm tách các chất gây ô nhiễm có khả năng hoá hơi trong nước thải thông qua quá trình chuyển khối của chất ô nhiễm từ pha lỏng sang pha khí bằng cách cho dòng khí tự nhiên và nước thải tiếp xúc ngược dòng hoặc giao nhau. Hiệu quả của quá trình chuyển khối pha lỏng sang khí sẽ chủ yếu phụ thuộc vào thể tích lớp đệm của cột tiếp xúc và tỉ lệ lưu lượng giữa pha khí và pha lỏng. Khi pha lỏng và pha khí giao thoa trong lớp đệm, diện tích và thời gian tiếp xúc của hai pha rắn và pha khí sẽ được gia tăng nhờ chất lỏng chảy bám trên bề mặt vật liệu đệm. Hiệu quả chuyển khối còn được cải thiện nếu tỉ lệ lưu lượng được thay đổi tùy thuộc với quá trình, cụ thể là hiệu quả stripping sẽ càng cao nếu tỉ lệ lưu lượng khí/lỏng (Q_G/Q_L) càng lớn.

Bên cạnh các ưu điểm nói trên, một vài nhược điểm của tháp stripping đã giới hạn khả năng ứng dụng kỹ thuật này vào quy mô thực tế. Hiệu quả stripping phụ thuộc vào thể tích đệm và tỉ lệ Q_G/Q_L dẫn đến thiết bị thực tế phải có kích thước tương đối lớn để kéo dài thời gian lưu chất lỏng trong phần đệm dẫn tới chi phí đầu tư ban đầu cao [87].



Hình 1.16. Nguyên lý và hạn chế do phụ thuộc vào trọng lực của tháp stripping

Khi vận hành ở tỉ lệ Q_G/Q_L lớn, lưu lượng khí quá lớn so với lưu lượng chất lỏng sẽ gây hiện tượng tắc dòng chất lỏng (Hình 1.16) gây khó khăn trong vận hành và bảo trì. Trong nghiên cứu xử lý amoni từ nước thải rỉ rác với cột tiếp xúc quy mô pilot của tác giả Santos và cộng sự (2020), tuy kích thước thiết bị tương đối lớn với chiều cao 1,95 m và đường kính cột 0,150 m, phải cần tới thời gian lưu nước thải từ 4-9 ngày dưới dạng tuần hoàn để đạt 98% hiệu suất xử lý amoni [88]. Để cải thiện tỉ lệ Q_G/Q_L mà không gây tắc nghẽn trong quá trình stripping, việc kéo dài thời gian tuần hoàn nước thải từ vài tiếng cho tới vài ngày là cần thiết để đảm bảo hiệu quả xử lý và ổn định trong vận hành cột tiếp xúc cho quá trình stripping. Do đó, việc tìm ra giải pháp nhằm khắc phục những nhược điểm của tháp stripping hoặc thay thế bằng thiết bị tối ưu hơn là chìa khóa quan trọng để giải quyết vấn đề khó khăn trong xử lý và thu hồi amoni nồng độ cao từ nước thải.

1.4. Kỹ thuật tiếp xúc ly tâm và các ứng dụng để tăng cường truyền khối trong thực tiễn

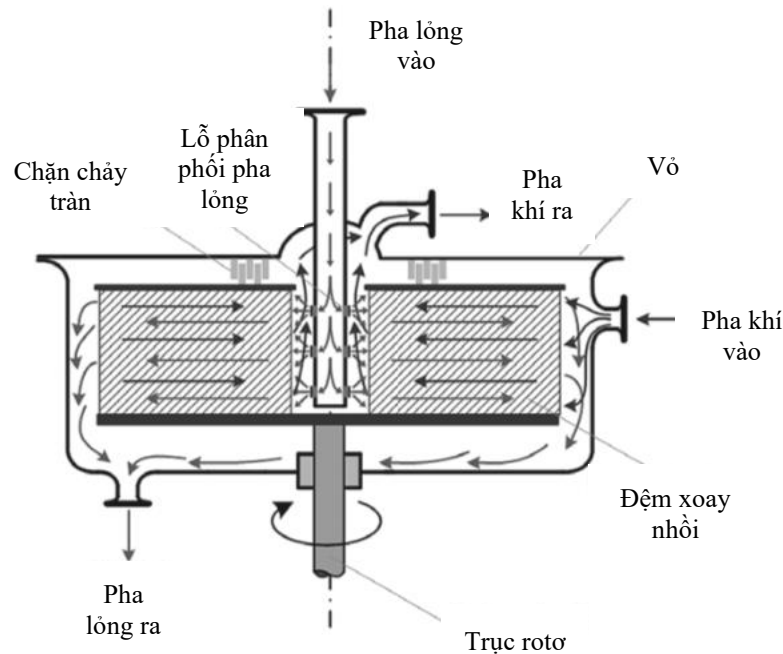
1.4.1. Lịch sử hình thành và nguyên lý của kỹ thuật tiếp xúc ly tâm

Động lực thúc đẩy khắc phục nhược điểm của tháp hấp thụ hay tháp stripping truyền thống đã dẫn tới những nghiên cứu tiếp cận khai thác trường trọng lực cao để tăng cường quá trình truyền khối khí – lỏng. Mặc dù đã được một số nghiên cứu đề cập tới nguyên lý này từ đầu thế kỷ 20, tới 1981, giới khoa học mới thấy được sự khả thi của nguyên lý tiếp xúc ly tâm khi Ramshaw và Mallinson lần đầu đăng ký sáng chế cho hệ thiết bị tiếp xúc có đệm quay vào năm 1981 [115].

Từ đó tới nay, đã có rất nhiều dạng thiết bị được cải tiến và phát triển dựa trên mẫu sáng chế ban đầu, nhưng thường được gọi với tên chung phổ biến là thiết bị tiếp xúc HiGee (High Gravity) hoặc RPB (Rotating packed bed) [116]. Các thiết bị dạng này tận dụng nguyên lý lực ly tâm để tạo ra trường trọng lực cao (High Gravity) trong quá trình tiếp xúc, có thể tạo ra trường trọng lực rất lớn (100 – 1000 lần trọng lực trái đất) nhờ lực ly tâm giúp cải thiện quá trình truyền khối và lưu lượng xử lý lên đáng kể, cho phép giảm kích thước thiết bị đến 10 lần so với các cột đệm thông thường mà vẫn đạt hiệu suất quá trình tương đương. Những ưu điểm này được cho là nhờ vào hệ số truyền khối theo thể tích cao hơn và tốc độ truyền động lượng, truyền nhiệt được tăng cường, do sự hình thành màng lỏng mỏng hơn và các giọt nhỏ hơn, dẫn đến diện tích bề mặt lớn hơn và hiệu suất vi trộn (micromixing) được cải thiện so với thiết bị giường đệm thông thường [117]. Điều này cũng cho phép sử dụng vật liệu đệm có diện tích bề mặt riêng rất cao. Ngoài ra, trường trọng lực cao giúp nổi lỏng giới hạn điểm ngập, cho phép vận hành ở tốc độ khí cao hơn.

Bản chất của các thiết bị HiGee là thay thế trọng lực trái đất bằng lực ly tâm cao, được tạo ra nhờ việc quay một giường đệm hình trụ cứng. Cấu tạo chính của thiết bị HiGee gồm có phần đệm xoay hình trụ và phần vỏ. Phần đệm xoay chứa vật liệu tương tự ở cột nhồi như vòng raschig. Pha khí sẽ được đưa qua van khí vào trong phần vỏ rồi xuyên qua phần đệm xoay, tại đây sẽ tiếp xúc ngược dòng với pha lỏng và thoát ở van khí ra (Hình 1.12). Pha lỏng sẽ được đưa vào thiết bị qua van phía trên thiết bị và được phân phối đều vào bên trong phần đệm qua các lỗ nhỏ ở cuối ống. Phần đệm xoay sẽ được nối với một trục rôto, khi vận hành sẽ quay ở tốc độ từ 300

tới 1800 rpm (vòng/phút) tạo ra một gia tốc li tâm bên trong đệm lớn gấp 100 tới 1000 lần gia tốc trọng lực [116]. Với điều kiện lực li tâm lớn, hiệu quả truyền khối được gia tăng đáng kể mà không cần tới kích thước thiết bị lớn nhờ khả năng hoạt động ở tỉ lệ Q_G/Q_L mà không gặp rủi ro tắc nghẽn dòng chất lỏng [118].



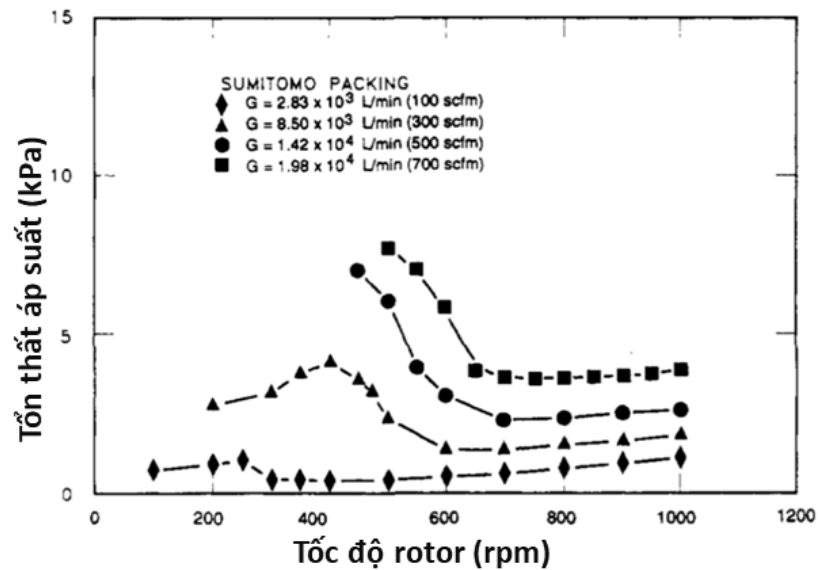
Hình 1.17. Cơ chế hoạt động của thiết bị RPB [116]

1.4.2. Một số đặc tính thủy lực của quá trình truyền khối tiếp xúc ly tâm a, Tổn thất áp suất

Trong thiết kế của tháp tiếp xúc truyền thống, vận tốc khí tối đa cho phép được xác định bởi đường kính cột của cột. Khi vượt quá tốc độ khí cho phép, sự tổn thất áp suất tăng lên và gây ra lực cản lớn đối với chất lỏng chảy ngược chiều và gây ra tình trạng chảy tràn, làm ảnh hưởng đến khả năng vận hành và hiệu quả của thiết bị. Do đó, sự tổn thất áp suất là một trong những đặc tính thủy lực quan trọng của các thiết bị tiếp xúc khí/lỏng như thiết bị HiGee.

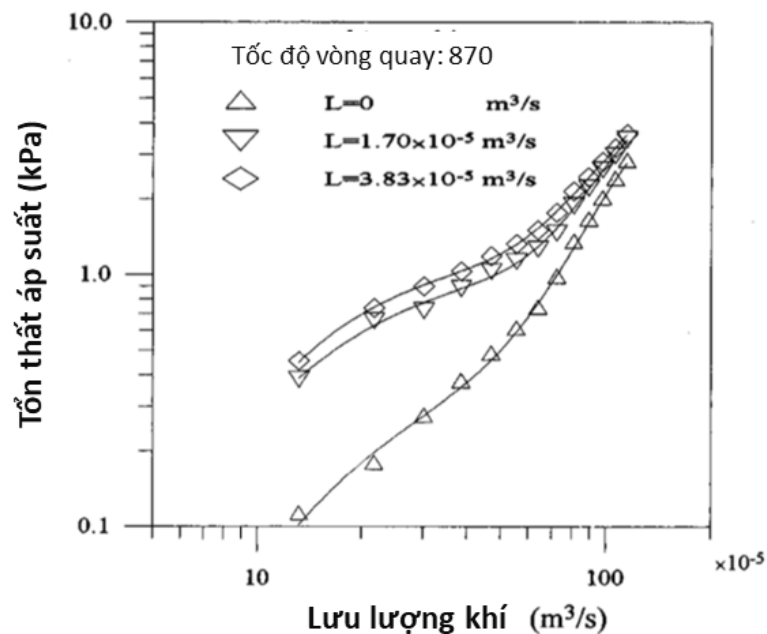
Dữ liệu ban đầu về sự tổn thất áp suất trong hệ thiết bị ly tâm với vật liệu đệm Sumimoto (vật liệu dạng bột biên kim loại, 85% niken và 15 crom) đã được ghi nhận ở các tốc độ rôto và lưu lượng khí khác nhau bởi Singh và cộng sự [119]. Kết quả cho thấy sự giảm áp suất tăng lên ở mức lưu lượng khí cao hơn khi tốc độ vòng quay đệm không đổi. Cụ thể tốc độ rôto 500 vòng/phút, tại đó tổn thất áp suất đạt cao nhất khoảng 8 kPa tương ứng với lưu lượng khí $1,98 \times 10^4$ L/phút, cao hơn 8 lần so

với mức lưu lượng khí $2,83 \times 10^3$ L/phút (Hình 1.13). Về tốc độ vòng quay, tổn thất áp suất đạt cực đại ở 500 vòng/phút, sau đó giảm mạnh khi tốc độ quay tăng lên 700 vòng/phút.



Hình 1.18. Ảnh hưởng của tốc độ rôto và lưu lượng không khí đến sự tổn thất áp suất (lưu lượng chất lỏng = 0,63 L/s; đường kính đệm = 76,2 cm) [119]

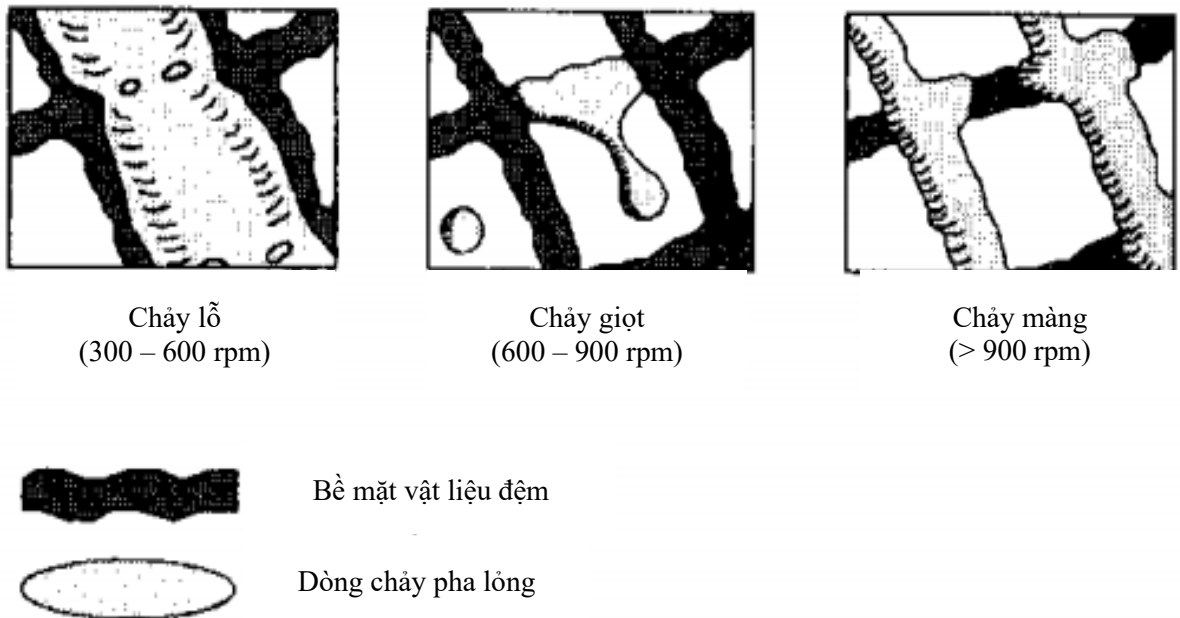
Một nghiên cứu khác cũng chứng minh sự liên hệ của tổn thất áp suất với lưu lượng khí và chất lỏng trong thiết bị HiGee. Theo Liu và cộng sự [120], ở tốc độ quay không đổi là 870 vòng/phút, tổn thất áp suất chủ yếu phụ thuộc vào tốc độ dòng khí (Hình 1.14). Lưu lượng chất lỏng có ảnh hưởng nhỏ đến thông số này so với lưu lượng khí.



Hình 1.19. Ảnh hưởng của lưu lượng khí đến sự tổn thất áp suất đối với lớp đệm tại thiết bị HiGee [120]

b, Cấu hình chảy của chất lỏng

Khi dòng chất lỏng tiếp xúc với rôto vật liệu đệm, dạng dòng chảy sẽ được thấy ở ba dạng chính đó là: dòng chảy màng (film flow), dòng chảy giọt (droplet flow) và dòng chảy lỗ (pore flow) (Hình 1.15). Đối với loại dòng chảy màng, chất lỏng chảy như một màng mỏng dọc theo bề mặt của vật liệu đệm. Dòng chảy này được giả định nhiều nhất sử dụng trong tính toán chuyển khối trong các nghiên cứu. Dòng chảy giọt được hình thành ở gia tốc ly tâm nhất định làm cho chất lỏng bị phân tán. Dòng chất lỏng tiếp xúc với vật liệu đệm và tạo thành các giọt bắn. Đối với dòng chảy lỗ rỗng, cấu hình chảy này xảy ra khi chất lỏng chảy vào một đường rãnh tích tụ các lỗ rỗng giữa các khoảng trống của vật liệu đệm.



Hình 1.20. Ba loại dòng chảy của chất lỏng của thiết bị RPB [117]

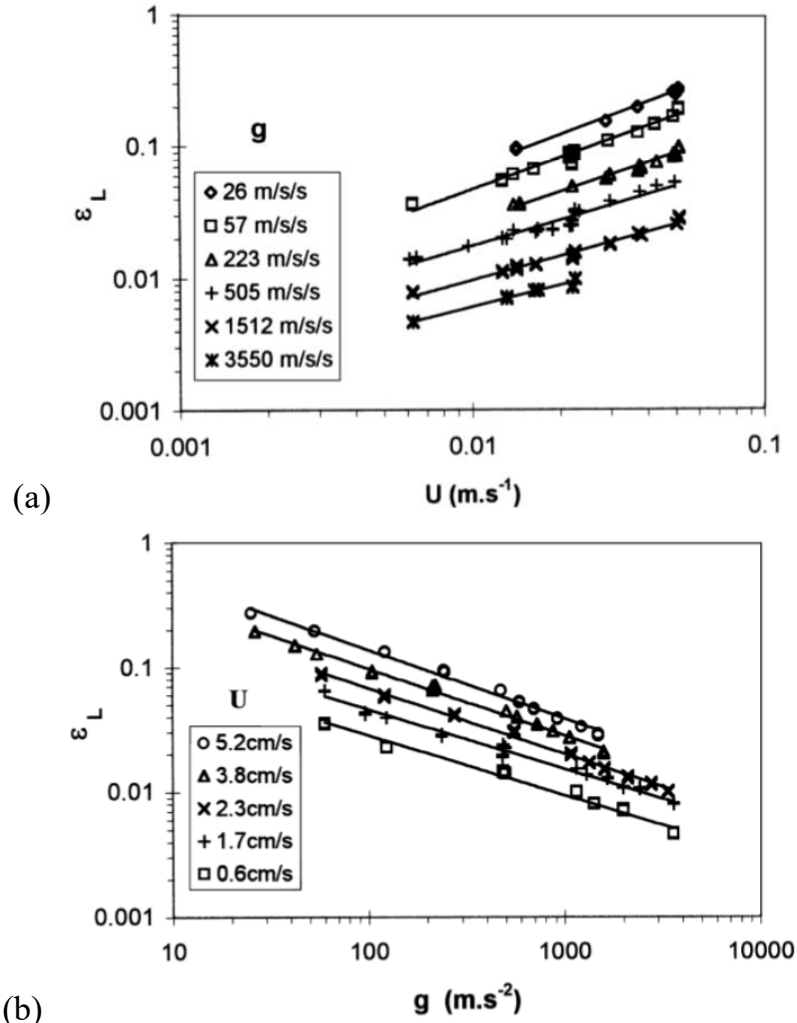
Năm 1996, Burns và Ramshaw đã thử nghiệm để kiểm tra đặc tính dòng chảy của chất lỏng bên trong lớp vật liệu đệm ở các tốc độ quay khác nhau [117]. Họ phát hiện ra rằng ở tốc độ quay thấp (300-600 vòng/phút), chất lỏng chảy thành các vòng tròn xuyên tâm qua các lỗ. Khoảng trống giữa các vòng tròn có lưu lượng dòng chảy tự do và có thể giảm diện tích tiếp xúc lên bề mặt của vật liệu. Khi tốc độ quay tăng lên (600-900 vòng/phút), chất lỏng bị kéo ra khỏi các lỗ rỗng, tách thành các giọt nhỏ. Hiện tượng này xảy ra do giảm độ lưu chất lỏng (liquid hold-up) và tăng tác động lên dòng chảy trong lỗ rỗng. Ở tốc độ quay cao hơn 900 vòng/phút sẽ giúp cải thiện sự phân bố chất lỏng trong đệm đồng đều hơn.

c, Độ lưu chất lỏng

Trong tính toán thiết kế đơn vị chuyển khối, độ lưu chất lỏng (liquid hold-up) là đại lượng biểu thị thể tích phần chất lỏng được giữ lại bên trong vùng tiếp xúc của thiết bị chuyển khối. Nói cách khác, đây là phần chất lỏng bám hoặc lưu lại trên bề mặt vật liệu tiếp xúc (đệm, đĩa, sợi kim loại, v.v.) trong khi dòng khí đi qua để thực hiện quá trình truyền khối. Về bản chất, đại lượng này phản ánh mức độ ướt của bề mặt tiếp xúc và thời gian lưu của pha lỏng trong vùng truyền khối. Giá trị này ảnh hưởng trực tiếp đến diện tích tiếp xúc khí – lỏng hữu hiệu và hiệu quả truyền khối.

Độ lưu chất lỏng là tác động bởi nhiều yếu tố gồm như cấu hình vật liệu đệm (packing configuration) và các thông số vận hành (lưu lượng chất lỏng, lưu lượng khí và tốc độ quay). Độ lưu chất lỏng cao ghi nhận ở tốc độ quay chậm hơn và lưu lượng chất lỏng lớn hơn. Khi mức lưu chất lỏng quá cao, hoạt động ổn định và hiệu quả của đệm ly tâm sẽ bị ảnh hưởng nghiêm trọng.

Basic và Dudukovic (1995) đã sử dụng phương pháp đo độ dẫn điện (conductivity method) để xác định độ bão hòa hướng tâm trung bình ($\langle\beta\rangle$) dựa trên lý thuyết dòng chảy màng (film flow theory) [121]. Kết quả cho thấy giá trị $\langle\beta\rangle$ tăng lên khi lưu lượng chất lỏng đầu vào cao hơn, nhưng giảm khi tốc độ quay của đệm tăng lên (Hình 1.14). Hơn nữa, khi lưu lượng khí tăng tới gần mức tối đa cho phép, $\langle\beta\rangle$ tăng thêm 14%. Ngoài ra, việc giảm kích thước vật liệu đệm và tăng độ nhớt của chất lỏng cũng làm tăng độ bão hòa hướng tâm, dẫn đến độ lưu chất lỏng lớn hơn.



Hình 1.21. Ước tính lực lưu chất lỏng khác nhau giữa lưu lượng chất lỏng (a) và gia tốc ly tâm (b) [121]

Năm 2000, Burns và cộng sự cũng nghiên cứu về độ lưu chất lỏng trong thiết bị HiGee với đệm quay có độ rỗng cao (high voidage RPB) [117]. Họ sử dụng các đầu dò đặt bên trong vật liệu đệm, với tín hiệu điện được truyền từ rotor để thu thập dữ liệu. Khác với nghiên cứu của Basic và Dudukovic, ảnh hưởng của lưu lượng khí lên dòng chảy chất lỏng được giả định là không đáng kể. Kết quả cho thấy độ lưu chất lỏng giảm ở gia tốc ly tâm lớn, nhưng tăng khi lưu lượng chất lỏng tăng, giống với kết quả của Basic và Dudukovic. Ngoài ra, độ lưu chất lỏng tăng lên khi độ nhớt của chất lỏng cao hơn. Các tác giả cũng đã đề xuất một biểu thức tương quan tổng quát giữa mức giữ chất lỏng và các thông số thực nghiệm khác tại phương trình (1.11):

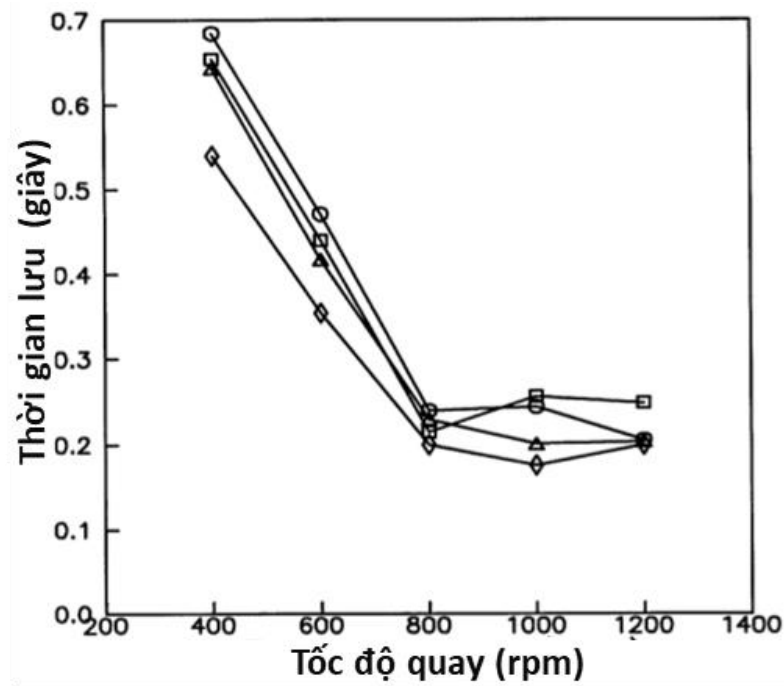
$$\varepsilon_L = 0,039 \left(\frac{g}{g_0} \right)^{-0,5} \left(\frac{U}{U_0} \right)^{0,6} \left(\frac{v}{v_0} \right)^{0,22} \quad (1.11)$$

trong đó, ε_L là độ lưu chất lỏng, g là gia tốc ly tâm, U là tốc độ dòng chất lỏng trên một đơn vị diện tích và v là độ nhớt động học. g_0 , U_0 và v_0 là giá trị đặc trưng của các thông số tương ứng bằng 100 m/s^2 , 1 cm/s và $10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

Sự phụ thuộc của độ lưu chất lỏng vào các tham số này một lần nữa được mô tả trong nghiên cứu của Chen và cộng sự (2004) [122]. Thể tích chất lỏng giữ lại trong bộ tiếp xúc được xác định bằng cách đo lượng chất lỏng còn lại sau khi ngừng cấp dòng lỏng. Kết quả nghiên cứu cho thấy lượng chất lỏng giữ lại tăng khi lưu lượng chất lỏng đầu vào lớn hơn nhưng lại giảm khi tốc độ quay của rotor thấp hơn. Tuy nhiên, sự thay đổi của lưu lượng khí lại có tác động không đáng kể đến giữ chất lỏng. Tóm lại, từ các nghiên cứu trên, có thể kết luận rằng độ lưu chất lỏng phụ thuộc mạnh vào lưu lượng chất lỏng và tốc độ quay của rotor, do đó rất khó xác định chính xác thời gian lưu của chất lỏng bên trong lớp đệm.

d, Thời gian lưu thủy lực (hydraulic retention time)

Đối với thiết bị dạng cột truyền thống, thời gian lưu thủy lực trong lớp đệm là một thông số quan trọng quyết định hiệu suất truyền khối giữa hai pha. Năm 2000, Guo và cộng sự [123] đã sử dụng phương pháp đo độ dẫn điện của chất đánh dấu (NaCl) giữa hai đầu dò đặt tại điểm đầu và điểm cuối của lớp đệm để xác định thời gian lưu trung bình của chất lỏng (Hình 1.17). Kết quả nghiên cứu cho thấy rằng, tương tự như độ lưu chất lỏng, thời gian lưu trung bình của chất lỏng chủ yếu phụ thuộc vào lưu lượng chất lỏng và tốc độ quay của đệm. Cụ thể, thời gian lưu trung bình giảm nhẹ khi lưu lượng chất lỏng đầu vào tăng lên. Ngoài ra, khi tốc độ quay tăng từ 400 lên 800 vòng/phút, thời gian lưu của chất lỏng giảm một nửa và sau đó gần như không đổi ở tốc độ từ 800 vòng/phút trở lên [123].



Hình 1.22. Thời gian lưu của chất lỏng so với tốc độ quay ($G = 0$, tốc độ dòng chất lỏng: $\circ$ 1; $\square$ 1,5; $\triangle$ 2; $\diamond$ 2,5 m / h) [123]

Năm 2017, Xie và cộng sự cũng nghiên cứu mô hình này trong thí nghiệm thu hồi CO_2 trong lớp đệm quay bằng cách sử dụng mô hình CFD hai chiều (2D) [124]. Họ đã sử dụng phương trình để xác định thời gian lưu trung bình, được trong phương trình (1.12):

$$\bar{t} \approx \frac{\varepsilon_L}{U} (r_o - r_i) \quad (1.12)$$

trong đó r_o và r_i lần lượt là bán kính ngoài và bán kính trong của lớp đệm, còn U là vận tốc bề mặt của chất lỏng. Khi tốc độ quay tăng từ 500 rpm lên 1500 rpm, gia tốc ly tâm cao hơn cùng với vận tốc hướng tâm của chất lỏng trong lớp đệm đã dẫn đến thời gian lưu của chất lỏng ngắn hơn và độ lưu chất lỏng giảm đi.

e, Điểm ngập (Flooding point)

Trong thiết kế tháp stripping và tháp hấp thụ, điểm ngập (flooding point) là yếu tố quan trọng vì nó quyết định giới hạn của lưu lượng của dòng khí và chất lỏng. Khi tỷ lệ khí-lỏng vượt quá điểm ngập, dòng chảy của chất lỏng bị chặn lại bởi áp suất khí quá lớn. Điều này làm cho chất lỏng bị giữ lại và tích tụ trên bề mặt lớp đệm, gây ra hiện tượng ngập trong tháp. Điều kiện vận hành tối ưu là khi tháp hoạt động gần điểm ngập nhất có thể để đạt hiệu suất truyền khối cao nhất mà vẫn tránh được tình trạng ngập chất lỏng.

Trong thiết bị tiếp xúc ly tâm, điểm ngập có thể được xác định khi xuất hiện chất lỏng thoát ra tại ống thoát khí trong giai đoạn vận hành. Khác với tháp tiếp xúc thông thường, điểm ngập trong thiết bị tiếp xúc ly tâm không phải do chất lỏng lấp đầy toàn bộ các khe hở của lớp đệm mà là do phần chất lỏng còn lại ở vùng bán kính trong bị thổi ngược lên bởi dòng khí có tốc độ cao. Điều này giải thích tại sao trong thiết bị HiGee, độ lưu chất lỏng (liquid hold-up) luôn thấp với mức tổn thất áp suất không ổn định như trong tháp đệm truyền thống [125].

Vấn đề này có thể được khắc phục nhờ lực ly tâm mạnh tạo ra trong tháp đệm quay. Nghiên cứu của Munjal et al. (1989) đã chứng minh rằng hiện tượng ngập có thể được tránh bằng cách tăng tốc độ quay của đệm [126]. Khi đó, vận tốc chất lỏng do lực ly tâm tạo ra có thể vượt qua áp lực của dòng khí đối lưu ngược chiều. Nhờ đó, thiết bị HiGee có thể hoạt động với tỷ lệ khí-lỏng lớn hơn nhiều so với tháp đệm thông thường, giúp nâng cao hiệu suất truyền khối và mở rộng phạm vi ứng dụng trong công nghiệp [126].

1.4.3. Một số ứng dụng của thiết bị tiếp xúc ly tâm

a, Ứng dụng trong nghiên cứu

Vì vai trò của thiết bị HiGee là tăng tốc độ truyền khối và giảm kích thước thiết bị so với thiết bị truyền thống, phần lớn các nghiên cứu tập trung vào khả năng tách pha khí-lỏng của thiết bị. Đáng chú ý, việc sử dụng thiết bị HiGee trong quá stripping nước thải và hấp thụ khí thải công nghiệp là những ứng dụng được thử nghiệm.

Khả năng truyền khối mạnh mẽ của thiết bị HiGee trong quá trình stripping đã được chứng minh thông qua các nghiên cứu về stripping chất hữu cơ dễ bay hơi (VOCs) từ nước ngầm [119, 127], stripping ethanol [120], và stripping NH_3 [128, 129] và stripping ClO_2 để khử trùng [130]. Yuan et al. (2016a) đã thực nghiệm stripping amoni từ dung dịch amoni tổng hợp (1000 mg/L) bằng thiết bị RPB với dòng chảy liên tục ở nhiệt độ từ 25 đến 40 °C. Kết quả cho thấy RPB có hiệu suất chuyển khối cao hơn hẳn (12,3–18,4 h⁻¹) so với các thiết bị truyền thống như bể sục, tháp stripping và thiết bị khác (0,42–1,2 h⁻¹). Tại điều kiện $Q_L = 0,05$ L/phút, $Q_G/Q_L = 1600$ và $\omega = 1200$ rpm, hiệu suất stripping đạt 69% ở 30 °C và 81% ở 40 °C chỉ trong 13,3 giây thời gian lưu. Trong khi đó, các phương pháp tách amoni truyền thống với tuần hoàn nước thường cần vài giờ để đạt hiệu suất tương tự. Một nghiên

cứu khác của Yuan et al (2016b) cũng một lần nữa thử nghiệm stripping amoni từ dung dịch amoni tổng hợp (1000 mg/L) bằng thiết bị RPB ở quy mô pi-lot. Kết quả cho thấy K_{La} tăng mạnh nhất khi tăng Q_G , tiếp theo là Q_L và ω . Tuy nhiên, dù K_{La} tăng thường dẫn đến hiệu suất stripping cao hơn, việc tăng Q_L lại làm giảm hiệu suất do thời gian lưu thủy lực ngắn hơn. Các mô hình vô hướng được xây dựng trong nghiên cứu mô tả tốt mối quan hệ giữa hệ số chuyển khối, hiệu suất và các thông số vận hành, phù hợp với dữ liệu thực nghiệm. Đặc biệt, ở quy mô thí điểm, thiết bị RPB đạt hiệu suất stripping đạt 95% với hệ số chuyển khối đạt $0,017\text{--}0,027\text{ s}^{-1}$ và chiều cao đơn vị truyền khối (HTU) từ 2,2–4,8 cm từ dung dịch amoni tổng hợp, cho thấy tiềm năng lớn của RPB trong xử lý dòng thải chứa nồng độ amoni cao.

Đối với xử lý khí thải, đã có nhiều nghiên cứu về hấp thụ CO_2 [131-133] và hấp thụ VOCs [134-136]. Nhờ lực ly tâm tạo ra từ tốc độ quay cao, diện tích tiếp xúc giữa pha khí và pha lỏng bên trong lớp đệm được mở rộng đáng kể, cải thiện hiệu suất truyền khối [134]. Theo Lin và cộng sự (2011), hệ số truyền khối pha khí-lỏng trung bình (K_{Ga}) của thiết bị đạt $1,42\text{ s}^{-1}$, cao hơn so với tháp hấp thụ truyền thống ($0,94\text{ s}^{-1}$) có kích thước lớn hơn rất nhiều, trong khi kích thước của RPB nhỏ gọn hơn đáng kể [132]. Ngoài ra, chiều cao đơn vị truyền khối (HTU) trong quá trình hấp thụ CO_2 dao động từ 2,4 ~ 4 cm dưới các điều kiện vận hành khác nhau [133]. Đối với VOCs, nghiên cứu của Lin và cộng sự (2006) cho thấy hệ số truyền khối K_{Ga} đạt từ 81 đến 165 s^{-1} và hiệu suất loại bỏ isopropyl alcohol lên đến 95% ở lưu lượng khí từ 150 – 300 m^3/h [135].

b, Ứng dụng trong công nghiệp

Công nghệ HiGee (High-Gravity) đã được ứng dụng thành công trong nhiều lĩnh vực xử lý và sản xuất công nghiệp nhờ khả năng tăng cường truyền khối, giảm kích thước thiết bị và tiết kiệm năng lượng. Ứng dụng thương mại đầu tiên được ghi nhận tại mỏ dầu Shengli của Tập đoàn Hóa dầu Trung Quốc, trong quá trình khử khí nước biển, giúp giảm nồng độ oxy hòa tan từ 6–12 ppm xuống dưới 50 ppb, thay thế tháp chân không cao 32 m bằng hai thiết bị HiGee đường kính 1,4 m [137].

Trong lĩnh vực hóa chất, Dow Chemicals (1999) đã thương mại hóa quy trình sản xuất axit hypochlorous (HOCl) bằng thiết bị HiGee, nâng hiệu suất thu hồi lên 80%, giảm 50% lượng khí sử dụng và thu nhỏ kích thước thiết bị tới 40 lần so với

tháp phun thông thường [138, 139]. Công nghệ này cũng được áp dụng cho xử lý SO_2 tại nhà máy axit sulfuric Zibo (Trung Quốc), đạt nồng độ khí thải đầu ra <300 ppm và giảm đáng kể chi phí vận hành [140-142].

Trong ngành dầu khí, thiết bị HiGee cho hấp thụ chọn lọc H_2S bằng MDEA tại nhà máy lọc dầu Phúc Kiến giúp giảm hấp thụ đồng thời CO_2 từ 79,9% xuống 8,9% và giảm thể tích thiết bị từ 36 m^3 xuống còn 3,4 m^3 [146]. Ngoài ra, hệ thống khử khí GasTran (2006) tại PepsiAmericas loại bỏ hiệu quả oxy hòa tan, tăng tốc độ chiết rót 10–40% [143]. Đến năm 2011, khoảng 200 thiết bị HiGee dạng đệm quay zigzag đã được thương mại hóa cho các quy trình chưng cất và tách hỗn hợp dung môi khác nhau [144].

Qua những thông tin tổng quan về công nghệ tiếp xúc ly tâm và những ứng dụng của chúng trong nghiên cứu và công nghiệp, những ưu và nhược điểm của thiết bị này so với thiết bị tháp tiếp xúc thông thường được trình bày trong Bảng 1.5.

Bảng 1.5. So sánh ưu nhược điểm của thiết bị tiếp xúc ly tâm và tháp tiếp xúc

So sánh	Thiết bị tiếp xúc ly tâm	Tháp tiếp xúc
Ưu điểm	Hiệu suất cao: RPB tạo ra lực ly tâm lớn, tăng cường tiếp xúc giữa khí và lỏng, từ đó cải thiện hiệu suất truyền khối. Tiết kiệm không gian: Thiết bị nhỏ gọn hơn, tiết kiệm diện tích so với PC. Thời gian lưu ngắn: RPB có thể xử lý lưu lượng lớn với thời gian lưu chất ngắn, phù hợp cho quá trình phản ứng nhanh. Giảm tiêu thụ năng lượng: Dù có sử dụng động cơ quay, tổng năng lượng tiêu thụ có thể thấp hơn do hiệu suất cao hơn.	Thiết kế đơn giản: Cấu trúc và nguyên lý hoạt động đơn giản, dễ chế tạo và vận hành. Ứng dụng rộng rãi: Thích hợp cho nhiều quá trình khác nhau, từ hấp thụ, stripping, đến phản ứng hóa học.

So sánh	Thiết bị tiếp xúc ly tâm	Tháp tiếp xúc
Nhược điểm	Yêu cầu kỹ thuật chế tạo: Thiết bị phức tạp và đòi hỏi công nghệ chế tạo tiên tiến hơn.	Hiệu suất thấp: Truyền khối và nhiệt độ thấp hơn so với RPB, dẫn đến hiệu suất kém hơn. Cồng kềnh: Kích thước lớn, chiếm nhiều diện tích, không phù hợp cho không gian hạn chế. Thời gian lưu dài: Thường yêu cầu thời gian lưu chất dài hơn để đạt hiệu quả mong muốn.

1.5. Sự cần thiết của nghiên cứu ứng dụng công nghệ ly tâm trong xử lý nước thải giàu amoni tại Việt Nam

1.5.1. Tình hình nghiên cứu và ứng dụng công nghệ trong xử lý amoni tại Việt Nam

Trong thời gian trở lại đây, tại Việt Nam cũng đã có nhiều nghiên cứu về các phương pháp nghiên cứu xử lý amoni trong nước thải. Các phương pháp xử lý chủ yếu gồm quy trình sinh học, sử dụng vật liệu hấp phụ, kết tủa struvite và stripping. Phương pháp sinh học (nitrat hóa, nitrit hóa, nitrit bán phần, khử nitrat và anomox) và sử dụng vật liệu hấp phụ có ưu điểm chi phí vận hành thấp và hiệu quả xử lý ổn định, tuy nhiên không phù hợp với điều kiện nước thải ô nhiễm amoni nồng độ cao. Thay vào đó, phương pháp kết tủa struvite và stripping được chú trọng hơn trong nghiên cứu xử lý amoni ($\text{NH}_3\text{-N}$) trong nước thải chứa nồng độ cao chất này như nước rỉ rác và nước thải chăn nuôi do nồng độ amoni trong hai loại nước thải này rất cao [145, 146]. Do đó, mục đích áp dụng kỹ thuật stripping chủ yếu là để giảm nồng độ amoni xuống ngưỡng an toàn, tránh gây ức chế vi sinh tại quy trình xử lý sinh học hoặc hấp thụ tiếp theo [101, 102]. Khả năng thu hồi amoni khi ứng dụng các phương pháp này tuy nhiên mới chỉ dừng lại ở số liệu trong kết quả nghiên cứu trong vài năm trở lại đây.

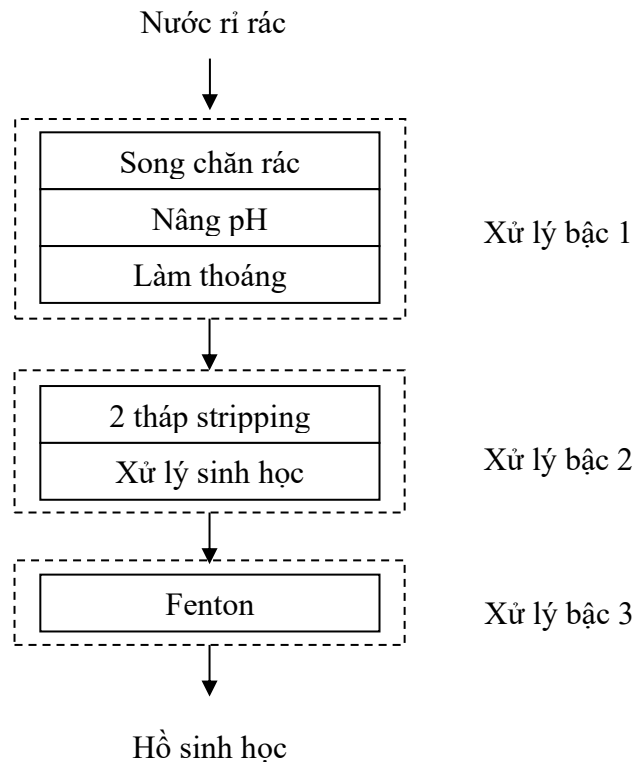
Việc xử lý và thu hồi amoni bằng phương pháp kết tủa struvite đã được tác giả Trần Đăng Khoa và cộng sự (2021) thử nghiệm đối với nước thải nhà máy phân bón ở quy mô phòng thí nghiệm [147]. Ở quy mô bình phản ứng 500 mL với 200 mL

nước thải, nhóm nghiên cứu đã ghi nhận hiệu suất xử lý amoni thu hồi struvite đạt $95,2 \pm 3,1\%$ sau 90 phút phản ứng ở pH 8,3, nhiệt độ 30 °C và tỉ lệ Mg:P là 1:1. Tuy nhiên, cần lưu ý rằng hiệu suất xử lý này được tính theo hàm lượng P có trong nước thải chứ không tính theo hàm lượng N, do tác giả đã trình bày tỉ lệ N:P của nước thải thực tế (8:1) lớn hơn rất nhiều so với tỉ lệ được khuyến nghị cho struvite (1:1 – 1:1,8). Cụ thể ở đây, thực tế hiệu quả trong thí nghiệm trên chỉ đạt gần 12% đối với xử lý amoni. Vấn đề này có thể cải thiện bằng việc giảm tỉ lệ N:P của nước thải trở về ngưỡng tối ưu để đạt hiệu quả xử lý amoni được cải thiện.

Trong nghiên cứu gần đây của nhóm tác giả Võ Chí Công và cộng sự (2023), tỉ lệ N:P trong nước thải sản xuất mủ latex đã được hiệu chỉnh sự bổ sung hóa chất KH_2PO_4 [148]. Ở quy mô mẻ 250 mL nước thải với điều kiện Mg:N:P = 1,4:1:1 và 100 phút phản ứng, hiệu suất thu hồi đồng thời NH_4^+ và PO_4^{3-} đạt lần lượt 68,2% và 76,9% ở dạng kết tủa struvite. Tuy nhiên, việc bổ sung hóa chất MgCl_2 và KH_2PO_4 để điều chỉnh tỉ lệ mol tối ưu là khá lớn do điều kiện nước thải đầu vào chứa nồng độ NH_4^+ (616 mg/L tương đương 36,2 mM) cao hơn so với PO_4^{3-} (146 mg/L tương đương 1,52 mM). Do đó, một phương án tối ưu hơn đó là tiền xử lý lượng amoni chênh lệch xuống ngưỡng tỉ lệ thích hợp cho struvite. Stripping là phương pháp tiền xử lý amoni hiệu suất cao cũng đã được nghiên cứu khá phổ biến gần đây.

Tác giả Trần Tiến Khôi và cộng sự (2021) đã nghiên cứu ảnh hưởng của các thông số vận hành cột stripping trong xử lý amoni từ nước rỉ rác [149]. Với quy mô thiết bị cột tiếp xúc pilot ($D = 0,09\text{m}$, $H = 1,8\text{m}$), hiệu quả xử lý amoni từ nước rỉ rác với nồng độ đầu vào 3080 mg/L có thể đạt tới 57,6% sau một vòng stripping, và có thể đạt tới 99% sau ba giờ tuần hoàn các vòng stripping tiếp theo. Mặc dù đạt hiệu quả tương đối cao nhưng kích thước thiết bị tuy chỉ mới dừng lại ở quy mô pilot nhưng đã rất lớn. Hơn nữa, việc thu hồi NH_3 ở pha khí vẫn chưa được khảo sát trong nghiên cứu này.

Trên thực tế, kỹ thuật stripping đã không còn mới và đã được lựa chọn ứng dụng rất nhiều trong quy mô thực tế tại Việt Nam, đặc biệt là trong xử lý nước rỉ rác. Công ty TNHH Đại Phú Thịnh đã thành công đưa vào xây lắp và vận hành nhà máy xử lý nước rỉ rác tập trung công suất 520 m³/ngày [150]. Các công đoạn xử lý được mô tả trong Hình 1.23.



Hình 1.23. Quy trình xử lý nước rỉ rác của công ty Đại Phú Thịnh [150]

Trong đó, amoni trong nước thải rỉ rác sẽ được loại bỏ chủ yếu ở các bước làm thoáng ở xử lý bậc 1 và stripping ở xử lý bậc 2. Tại bước làm thoáng, nước thải sau khi được loại bỏ chất rắn và nâng pH sẽ được bơm sục khí làm thoáng để loại bỏ một phần $\text{NH}_3\text{-N}$. Tiếp đó, trước khi vào xử lý sinh học, nước thải sau làm thoáng cũng được nâng pH bằng NaOH và đưa vào 2 tháp stripping nối tiếp để xử lý nốt phần lớn $\text{NH}_3\text{-N}$ để đảm bảo cho quá trình xử lý sinh học diễn ra thuận lợi. Như đã nói ở trên, công đoạn stripping sử dụng cột tiếp xúc thường được sử dụng trong quy trình tiền xử lý amoni nồng độ cao bởi ưu điểm không tiêu thụ nhiều hoá chất hỗ trợ với hiệu quả tương đối tốt. Tuy nhiên để đạt hiệu quả cao và đáp ứng đủ cho công suất lớn, yêu cầu cho kích thước cũng sẽ rất lớn hoặc phải có nhiều hơn một tháp stripping vận hành nối tiếp dẫn tới chi phí đầu tư ban đầu sẽ gây khó khăn cho giai đoạn xây dựng và đầu tư ban đầu. Ngoài ra, việc kiểm soát thành phần NH_3 sau quá trình stripping vẫn chưa được chú trọng tại các cơ sở tại Việt Nam. Điều này dẫn đến hai hệ quả tới môi trường: (1) là ô nhiễm thứ cấp khí NH_3 vào không khí và (2) gây thất thoát, lãng phí thành phần Nitơ vào không khí trong khi đây được coi là nguyên liệu chủ yếu của sản xuất phân đạm hóa học.

1.5.2. Tình hình nghiên cứu trong nước về kỹ thuật tiếp xúc ly tâm

Công nghệ tiếp xúc ly tâm hiện vẫn còn là chủ đề mới, hầu như chưa có nghiên cứu nào tiếp cận tới công nghệ này. Viện Khoa học công nghệ Năng lượng và Môi trường đã bước đầu tiếp cận công nghệ này và đã có kinh nghiệm ứng dụng nhất định vào tăng cường quá trình, cụ thể là kỹ thuật tiếp xúc ly tâm trong các công đoạn làm sạch khí biogas và xử lý amoni trong nước thải.

Năm 2018, nhóm nghiên cứu của PGS. TS. Đỗ Văn Mạnh đã lần đầu ứng dụng thành công thiết bị hấp thụ li tâm HGRPB trong công đoạn làm sạch khí biogas (hấp thụ H_2S , CO_2 và CO) từ quá trình phân hủy kỵ khí bùn thải từ hệ thống xử lý nước thải nhằm đảm bảo chất lượng khí biogas cho quá trình phát điện (Hình 1.19).



Hình 1.24. Thiết bị HGRPB trong mô hình xử lý bùn thải nhà máy bai Sài Gòn tại Đắc Lắc [151]

Cụ thể, thiết bị hấp thụ li tâm đã được sử dụng để hấp thụ khí H_2S , CO_2 và CO sử dụng dung dịch KOH dưới nhiều điều kiện vận hành: nồng độ của dung dịch KOH , tốc độ quay của thiết bị, lưu lượng khí biogas, tỉ lệ lưu lượng khí biogas và lưu lượng dung dịch hấp thụ [151]. Nhóm nghiên cứu đã tìm được điều kiện vận hành tối ưu như dưới đây và thu được hiệu quả làm sạch khí như trình bày trong Bảng 1.6.

Nồng độ dung dịch hấp thụ $KOH = 0,01$ M.

Tỉ lệ giữa lượng khí (Q_G) và lượng dung dịch hấp thụ (Q_L): $Q_G/Q_L = 29$.

Tốc độ quay của thiết bị HGRPB = 1200 vòng/phút.

Lưu lượng khí: $Q_G = 2,5$ L/phút.

Bảng 1.6. Hiệu quả làm sạch khí biogas của thiết bị HGRPB [151]

Thành phần khí biogas	Kết quả		Tiêu chuẩn đăng ký (theo Châu Âu)
	Trước làm sạch	Sau làm sạch	
CH ₄ (%)	55,2 ± 2,1	85,1 ± 1,1	≥ 85
CO ₂ (%)	39,4 ± 2,4	6,0 ± 0,3	-
H ₂ S (ppm)	2471,7 ± 333,6	46,5 ± 3,6	≤ 50
CO (%)	3,10 ± 0,80	2,0 ± 0,1	≤ 2,0

Năm 2022, từ những kết quả thu được trên, nhóm nghiên cứu của tác giả Trịnh Văn Tuyên cũng đã thiết kế và chế tạo thành công thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay HP2R (High Performance Rotating Reactor) quy mô pilot phục vụ khảo sát quá trình stripping xử lý nước thải tại Việt Nam (Hình 1.20). Đây sẽ là thiết bị chính được sử dụng trong đề tài nghiên cứu này.



Hình 1.25. Thiết bị HP2R tại Viện KHCN Năng lượng và Môi trường

1.5.3. Tiểu kết chương I: Sự cần thiết phải triển khai nghiên cứu

Năm 2022, Nhà nước đã ban hành một số định hướng lớn hướng tới Chiến lược bảo vệ môi trường hướng tới tăng trưởng xanh và kinh tế tuần hoàn. Quyết định số 450/QĐ-TTg ngày 13/04/2022 của Thủ tướng chính phủ “Về việc phê duyệt Chiến lược bảo vệ môi trường quốc gia đến năm 2030, tầm nhìn đến năm 2050” đã nêu rõ việc Phát triển hạ tầng kỹ thuật về xử lý nước thải, tái sử dụng, tái chế và xử lý chất thải rắn hiệu quả. Chính phủ cũng đã phê duyệt Nghị Định 08/2022/NĐ-CP ngày 10/01/2022 nhằm hướng dẫn thi hành một số điều Luật bảo vệ môi trường 2022 và nêu rõ cơ chế khuyến khích phát triển kinh tế tuần hoàn. Trong đó, một trong những tiêu chí quan trọng đó là tăng hiệu quả sử dụng tài nguyên, kéo dài thời gian sử dụng

vật liệu, tái chế chất thải, và hạn chế chất thải phát sinh và giảm thiểu tác động xấu đến môi trường. Việc thu hồi và tái sử dụng tài nguyên thiên nhiên là điểm mấu chốt dẫn đến giảm tiêu thụ nhiên liệu thô, giảm chất thải và nâng cao hiệu quả sử dụng năng lượng. Đây là lí do tại sao khái niệm kinh tế tuần hoàn có thể được áp dụng trong bất kỳ hoạt động công nghiệp nào, bao gồm cả lĩnh vực xử lý nước thải. Chương trình Nghị sự 2030 vì sự phát triển bền vững của Liên hợp quốc đã thiết lập Mục tiêu phát triển bền vững cụ thể để đảm bảo sự sẵn có và quản lý bền vững nước và vệ sinh cho tất cả mọi người. Các hệ thống xử lý nước thải ngoài việc loại bỏ cacbon hữu cơ, các chất dinh dưỡng còn thu hồi các sản phẩm có giá trị. Mặc dù việc loại bỏ các chất dinh dưỡng chính (cacbon, nitơ, photpho) là cần thiết để bảo vệ môi trường, nhưng điều này chỉ có thể thực hiện được thông qua các quy trình sử dụng nhiều năng lượng, hoá chất, chi phí tại các hệ thống xử lý nước thải. Đây được coi là một xu hướng không bền vững khi xét đến sự gia tăng dân số toàn cầu và quá trình đô thị hoá nhanh chóng. Việc này đặt ra các hướng đi trong xử lý nước thải gắn với kinh tế tuần hoàn, hai hướng đi này có thể kể đến (i) đổi mới và tích hợp các hệ thống xử lý nước thải tiết kiệm năng lượng và tài nguyên, đồng thời (ii) tăng cường thu hồi thành phần dinh dưỡng đầu ra trong quá trình xử lý làm nguyên liệu đầu vào cho các quá trình sản xuất và xử lý khác. Chính vì vậy, việc kết hợp hai định hướng trên mang lại tính hiệu quả trong xử lý, tiết kiệm năng lượng và tài nguyên.

Như đã phân tích ở trên, có rất nhiều công nghệ đã chứng minh được hiệu quả xử lý amoni trong nước thải. Tuy nhiên, đối với thành phần nước thải nồng độ amoni cao (trên 1000 mg/L), ngoại trừ phương pháp stripping, các phương pháp còn lại đều không phù hợp do yêu cầu nồng độ amoni đầu vào dưới 200 mg/L. Đối với quy trình xử lý sinh học, nồng độ amoni cao sẽ ảnh hưởng đến tỉ lệ C/N dẫn tới ức chế quá trình sinh học. Tải lượng amoni cao cũng làm tăng tần suất thay đổi vật liệu hấp phụ, trao đổi ion đối với hấp phụ hoặc yêu cầu lượng hóa chất lớn với quá trình keo tụ hóa học, dẫn tới mất tính khả thi về mặt chi phí với hai phương pháp này. Tương tự như vậy, phương pháp màng lọc cũng sẽ yêu cầu số lượng module lớn đồng thời dòng đậm đặc từ nồng độ amoni cao cũng sẽ là vấn đề lớn dẫn tới khó khăn trong vận hành và chi phí đối với tải lượng amoni cao. Tóm lại, nồng độ amoni nồng độ quá cao là nhược điểm cố hữu cản trở khả năng ứng dụng và vận hành hiệu quả của cả phương pháp xử lý trên.

Với tình hình trong nước hiện nay, ngành chăn nuôi đóng vai trò rất quan trọng trong việc đóng góp sự tăng trưởng toàn ngành nông nghiệp. Cùng với sự phát triển mạnh mẽ của ngành chăn nuôi, lượng chất thải rắn và nước thải từ hoạt động này cũng tăng lên đáng kể, tạo nên áp lực rất lớn về bảo vệ môi trường song song với phát triển sản xuất. Trong các nguồn phát thải từ chăn nuôi, nước thải được biết là nguồn ô nhiễm khó xử lý nhất do có chứa nhiều chất ô nhiễm hữu cơ, dinh dưỡng, đặc biệt là amoni. Mặc dù hầu hết các cơ sở đã trang bị các hệ thống biogas để thu gom chất thải, tách lỏng rắn và xử lý sơ bộ thành phần ô nhiễm hữu cơ trong nước thải chăn nuôi. Tuy nhiên, các thành phần ô nhiễm như TSS, COD và đặc biệt là amoni vẫn duy trì ở ngưỡng vượt tiêu chuẩn xả thải. Khó khăn ở đây là nồng độ amoni luôn duy trì ở mức cao, dẫn đến tỉ lệ C/N của nước thải rất thấp dẫn đến giảm hiệu quả cho các công đoạn sinh học hiếu khí và thiếu khí thông thường [152]. Nguồn amoni này không được xử lý triệt để sẽ là sự thất thoát một lượng lớn nguồn dinh dưỡng đậm trong nước thải, đồng thời gây nên hiện tượng phú dưỡng gây tác động tiêu cực đến hệ sinh thái và cảnh quan môi trường nước mặt. Do đó, việc xử lý amoni trong nước thải chăn nuôi vẫn luôn là điều khó khăn cho các chủ đầu tư và các giải pháp nâng cao hiệu quả cho việc tiền xử lý thành phần amoni trong nước thải vẫn luôn được chú trọng nghiên cứu. Đối với nước rỉ rác, đã có nhiều nghiên cứu hướng tới xử lý loại bỏ amoni trong nước rỉ rác, nhưng các nghiên cứu này chỉ dừng lại ở quy mô thử nghiệm và chủ yếu là các quy trình kết tủa hoá học. Do đó, chi phí cho hoá chất bổ trợ nếu xử lý ở quy mô thực tế sẽ tương đối đáng kể, chưa tính đến việc xử lý bùn sau đó. Hiện nay các quy trình xử lý nước rỉ rác ở quy mô thực tế vẫn sử dụng tháp stripping để loại bỏ amoni nồng độ cao. Tuy nhiên, đạt hiệu quả cao và đáp ứng đủ cho công suất lớn yêu cầu kích thước thiết bị cũng sẽ rất lớn hoặc phải có nhiều hơn một tháp stripping vận hành nối tiếp dẫn tới chi phí đầu tư ban đầu sẽ gây khó khăn cho giai đoạn xây dựng và đầu tư ban đầu.

Từ những ưu điểm trong ứng dụng xử lý nước thải của nguyên lý HiGee thông qua nghiên cứu ở các quốc gia phát triển, cũng như các khó khăn và tồn tại trong việc xử lý amoni nồng độ cao trong nước thải rỉ rác tại nước ta, việc thử nghiệm ứng dụng thiết bị HP2R cho quá trình stripping amoni thay thế cho thiết bị cột nhồi truyền thống không những giúp khắc phục các nhược điểm khi sử dụng tháp stripping như giảm tải, thu nhỏ kích thước thiết bị, rút gọn thời gian lưu, tăng công suất xử lý, giảm chi

phí đầu tư thiết bị, mà còn là nghiên cứu tiền đề cho việc nghiên cứu ứng dụng thiết bị HP2R nói chung và để xử lý amoni và các chất thải hoá hơi khác trong nước thải.

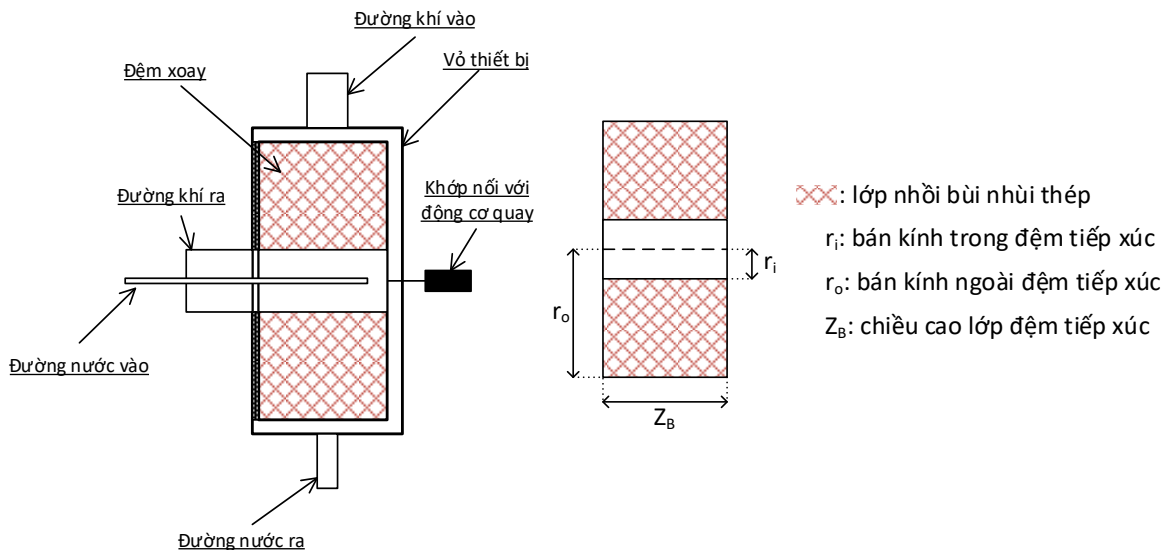
Nghiên cứu này sẽ thực hiện đối với ba đối tượng nước thải khác nhau gồm: Nước thải mô phỏng chứa $\text{NH}_3\text{-N}$, nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác. Trong quá trình nghiên cứu, các thông số cơ bản của thiết bị HP2R (tốc độ quay, lưu lượng khí, lưu lượng nước thải) và yếu tố ảnh hưởng tới hiệu quả stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ (pH, nhiệt độ nước thải) ở các chế độ tiếp diễn và mẻ tuần hoàn sẽ được thực hiện. Từ đó, kết quả hiệu suất stripping (η), hệ số chuyển khối tổng quát pha lỏng (K_{La}) của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ và mô hình dự đoán với hai thông số trên sẽ được tính toán để đánh giá hiệu quả quá trình và lựa chọn thông số tối ưu. Cuối cùng, các thí nghiệm về xử lý kết hợp thu hồi $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước thải cũng sẽ được thực hiện để đánh giá sơ bộ tính bền vững của công nghệ này.

CHƯƠNG II. ĐỐI TƯỢNG VÀ PHƯƠNG PHÁP NGHIÊN CỨU

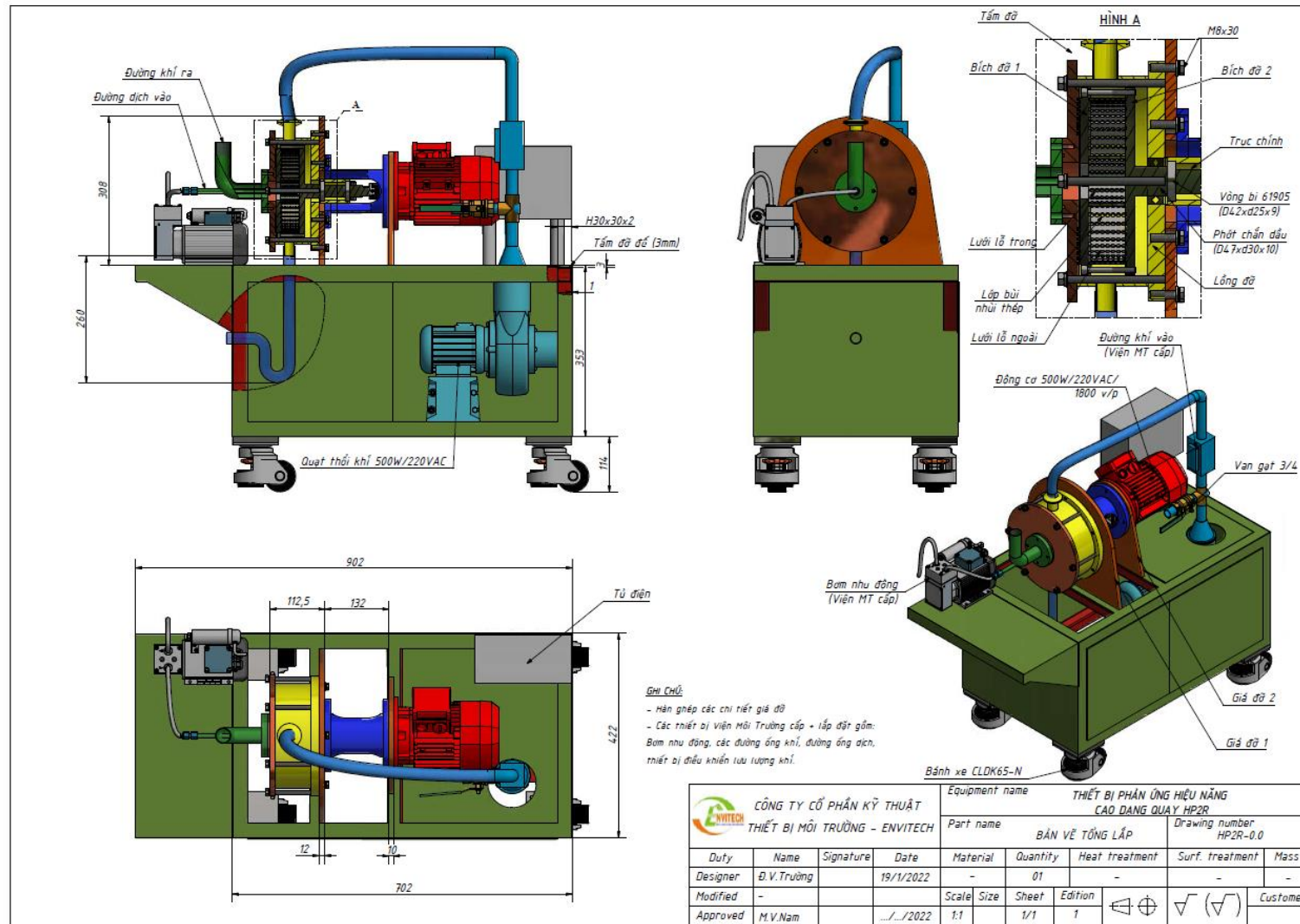
2.1. Đối tượng nghiên cứu

2.1.1. Thiết bị phản ứng li tâm HP2R

Đối tượng chính của nghiên cứu này là thiết bị phản ứng li tâm HP2R (High-performance rotating reactor) của Viện Khoa học công nghệ Năng lượng và Môi trường. Thiết bị này được chế tạo dựa trên những cải tiến trong cấu tạo và chế độ thoát nước của thiết bị HGRPB (High gravity rotating packed bed), một thiết bị hấp thụ sử dụng nguyên lý tiếp xúc ly tâm được nghiên cứu, ứng dụng trong công đoạn làm sạch khí biogas bởi Viện Khoa học công nghệ Năng lượng và Môi trường [151]. So với thiết bị HGRPB, thiết bị HP2R được thiết kế với đường kính ống nước vào có kích thước đầu phun lớn hơn và đệm quay đặt theo hướng nằm dọc thay vì nằm ngang, giúp hạn chế tối đa hiện tượng tắc nghẽn dòng chất lỏng và thoát nước tốt hơn cho thiết bị mà không cần gia công lớp đáy vát của khoang chứa. Thiết bị HP2R sử dụng chất liệu hoàn toàn là thép không gỉ SUS 304, bao gồm ống phân phối chất lỏng, vỏ. Lớp vật liệu đệm quay được bố trí bằng các lớp bó sợi thép không gỉ đồng tâm do có độ bền cơ học và hóa học cao, khả năng chịu ăn mòn tốt trong môi trường kiềm và tính ổn định ở nhiệt độ vận hành cao. Hình ảnh của thiết bị HP2R được trình bày trong Hình 2.1 - 2.3.



Hình 2.1. Cấu tạo của thiết bị HP2R



Hình 2. 2. Bản vẽ tổng thể thiết bị HP2R sử dụng trong nghiên cứu



Hình 2.3. Hình ảnh thực tế mặt trước và sau thiết bị HP2R

Thiết kế của HP2R sử dụng lớp đệm quay đặt theo phương thẳng đứng, khác với đệm quay theo phương ngang trong các nghiên cứu trước đây [128, 129, 153]. Đệm quay đặt thẳng đứng có một số ưu điểm so với lớp đệm ngang, chẳng hạn như đảm bảo độ ổn định cao của thiết bị khi quay ở tốc độ cao, dễ dàng vận chuyển thiết bị, dễ dàng cân bằng động và chống tắc nghẽn cũng như chống ngập chất lỏng mà không cần đáy nghiêng của vỏ bọc. Kích thước của thiết bị HP2R và phần đệm quay được trình bày trong Bảng 2.1.

Bảng 2.1. Các thông số thiết kế chính của thiết bị HP2R

Thông số (đơn vị)	Giá trị
Bán kính trong đệm (r_i) (m)	0,024
Bán kính ngoài đệm (r_o) (m)	0,083
Bán kính trung bình đệm (r_{avg}) (m)	0,054
Chiều cao đệm (Z_B) (m)	0,039
Thể tích đệm (V_B) (m^3)	$7,74 \times 10^{-4}$
Diện tích bề mặt đệm (a_p) (m^2/m^3)	893
Đường kính trung bình lớp đệm (d_p) (m)	0,107
Vật liệu đệm	Bó sợi đồng tâm thép SUS304

Đối với nước thải, bơm định lượng (EHN-C36VH4R, Iwaki, Japan) được sử dụng cấp chất lỏng ổn định cho hệ thống. Một máy thổi khí (TJ-750, Tongjin, China) được điều khiển bằng biến tần để điều chỉnh lượng khí nạp vào hệ thống. Vận tốc không khí trong ống thoát được theo dõi bằng máy đo gió (Kestrel 5500, Kestrel,

USA). Chi tiết các danh mục thiết bị đi kèm với thiết bị HP2R kèm thông số kỹ thuật được thể hiện trong Bảng 2.2.

Bảng 2.2. Danh mục thiết bị đi kèm với thiết bị HP2R và thông số kỹ thuật

STT	Thiết bị	Số lượng	Thông số kỹ thuật
1	Động cơ quay (AEGV, Teco, Đài Loan)	01	0,5 kW/220V/1P/50Hz
2	Bơm định lượng (EHN-C36VH4R, Iwaki, Nhật Bản)	01	24W/220V/360SPM/450 mL/phút
3	Quạt thổi khí (TJ-750, Tongjin, Trung Quốc)	01	0,37 kW/220V/50Hz/ 60 m ³ /h
4	Tủ điều khiển: 02 biến tần	01	0,25 kW/380 VAC, 0,75 kW/380VAC

2.1.2. Nước thải

a, Nước thải giả lập

Trong nghiên cứu này, nước thải chứa amoni được mô phỏng từ NH₄Cl (Merck, Đức) và nước cất khử ion để đạt nồng độ cố định 1000 ± 50 mg/L. Nồng độ amoni của nước thải giả lập được lựa chọn ở mức khoảng 1.000 mg/L, nhằm đại diện cho nhóm nước thải có hàm lượng amoni cao thường gặp tại Việt Nam, như nước rỉ rác bãi chôn lấp, nước thải chăn nuôi hoặc nước thải từ các cơ sở sản xuất hóa chất và thực phẩm. Mức nồng độ này được xem là phù hợp để mô phỏng đặc tính và hành vi truyền khối của các dòng thải thực tế, đồng thời giúp đánh giá khả năng áp dụng của hệ thống xử lý ở điều kiện có tải lượng amoni cao mà vẫn đảm bảo tính khả thi về mặt kỹ thuật và kinh tế.

b, Nước thải chăn nuôi lợn

Nước thải chăn nuôi được thu thập từ một trang trại lợn hộ gia đình quy mô xấp xỉ 100 con tại xã Vĩnh Tường, tỉnh Vĩnh Phúc, Việt Nam. Mẫu nước được thu tại đầu ra của bể biogas của trang trại. Can nhựa HDPE 20-L được sử dụng để thu thập và lưu trữ nước thải trước khi chuyển về phòng thí nghiệm tại Viện Khoa học công nghệ Năng lượng và Môi trường. Các mẫu nước thải chăn nuôi được phân tích để xác định các thông số cơ bản (theo bảng 2.3) với độ lặp 3 lần ($n = 3$). Tất cả các thùng chứa sau đó được bảo theo tiêu chuẩn ISO 5667-3:2003 hướng dẫn về bảo quản và xử lý mẫu nước thải. Thí nghiệm được tiến hành một ngày sau khi thu gom để tránh bất kỳ sự thay đổi nào về đặc tính nước thải. Tổng nitơ (TN) của mẫu nước

thải thu được vượt quá giá trị Quy chuẩn kỹ thuật quốc gia Việt Nam về nước thải chăn nuôi (QCVN 62:2016/BTNMT Quy chuẩn A) [32]. Tổng nitơ trong nước thải chăn nuôi lợn thường bao gồm amoniac nitơ ($\text{NH}_3\text{-N}$), nitơ hữu cơ, nitrat (NO_3^-) và nitrit (NO_2^-). Hàm lượng $\text{NH}_3\text{-N}$ (657 mg/L) bao gồm hơn 99% TN, phù hợp để loại bỏ bằng phương pháp stripping. Tính chất của mẫu nước thải chăn nuôi được mô tả trong Bảng 2.3.

Bảng 2.3. Tính chất ô nhiễm của mẫu nước thải chăn nuôi lợn

STT	Thông số	Đơn vị	Giá trị (n=3)	QCVN 62:2016/BTNMT cột A [154]
1	pH	-	7.5 ± 1.0	6 – 9
2	BOD ₅	mg/L	430 ± 95	40
3	COD	mg/L	1120 ± 182	100
4	TSS	mg/L	143 ± 23	50
5	TN	mg/L	660 ± 93	50
6	$\text{NH}_3\text{-N}$	mg/L	657 ± 101	-

c, Nước thải rỉ rác

Nước rỉ rác tại Bãi chôn lấp rác Nam Sơn (Sóc Sơn, Hà Nội) được sử dụng làm đối tượng nước thải chứa $\text{NH}_3\text{-N}$ nồng độ cao trong nghiên cứu này. Bãi chôn lấp đã được vận hành từ năm 1999 với công suất tiếp nhận chất thải rắn sinh hoạt khoảng 5000 – 5500 tấn mỗi ngày. Thành phần chất thải chủ yếu bao gồm 50–70% là chất hữu cơ (thức ăn thừa và rác sân vườn), cùng với các thành phần vô cơ khác như nhựa, thủy tinh,... Mẫu nước rỉ rác được lấy tại cửa xả của ống thu gom của bãi chôn lấp, ngay trước khi nước từ bãi chôn lấp chảy vào bể điều hòa của hệ thống xử lý nước thải. Các mẫu nước được chứa trong các can nhựa HDPE 20L, vận chuyển và bảo quản trong phòng thí nghiệm ở điều kiện theo tiêu chuẩn ISO 5667-3:2003 hướng dẫn về bảo quản và xử lý mẫu nước thải. Các mẫu nước rỉ rác được phân tích để xác định các thông số cơ bản với độ lặp từ 03 (n = 3) đến 05 (n = 5) trong hai đợt lấy mẫu. Tính chất mẫu nước thải từ các đợt thu thập trình bày trong Bảng 2.4. Mẫu thu thập có đặc điểm của nước rỉ rác cũ, tỷ lệ BOD/COD thấp, pH tương đối cao và nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ cao ở cả hai đợt.

Bảng 2.4. Tính chất ô nhiễm của mẫu nước rỉ rác.

STT	Thông số	Đơn vị	Giá trị		QCVN 40:2025/BTNMT cột A [155]
			Đợt 1 (n=3)	Đợt 2 (n=5)	
1	pH	-	8,2 ± 0,6	8,5 ± 0,6	-
2	COD	mg/L	2650 ± 324	2920 ± 262	50
3	BOD ₅	mg/L	756 ± 105	824 ± 162	30
4	TSS	mg/L)	1082 ± 281	1210 ± 302	-
5	TN	mg/L	1608 ± 181	1808 ± 181	20
6	NH ₃ -N	mg/L	1399 ± 173	1670 ± 220	5

Nồng độ các thông số, đặc biệt là NH₃-N đều vượt tiêu chuẩn xả thải của Quy chuẩn kỹ thuật quốc gia Việt Nam về nước thải công nghiệp [155]. Nồng độ NH₃-N chiếm khoảng 86% tổng nitơ, phù hợp cho quá trình stripping để loại bỏ hiệu quả phần lớn hàm lượng nitơ của mẫu nước rỉ rác.

2.1.3. Hóa chất, thiết bị

a, Hóa chất

- NH₄Cl (Merck, Đức) dạng rắn, độ tinh khiết 99%: sử dụng để pha nước thải tổng hợp, dung dịch chuẩn cho phương pháp điện cực ion chọn lọc phân tích NH₃-N;
- NaOH (Merck, Đức) dạng rắn, độ tinh khiết >99%: điều chỉnh pH mẫu nước thải, điều chỉnh pH mẫu đo NH₃-N bằng điện cực ion chọn lọc.
- H₂SO₄ (Merck, Đức) dạng lỏng, độ tinh khiết >98%: sử dụng để điều chỉnh pH, bảo quản mẫu nước thải;
- NaOH (Xilong, Trung Quốc) dạng rắn, độ tinh khiết >99%, sử dụng để điều chỉnh pH mẫu nước thải;
- Ca(OH)₂ (Xilong, Trung Quốc) dạng bột, độ tinh khiết > 95%: Sử dụng để điều chỉnh pH mẫu nước thải;
- H₂SO₄ (Xilong, Trung Quốc) dạng lỏng: chuẩn bị dung dịch thu hồi amoni.

b, Thiết bị

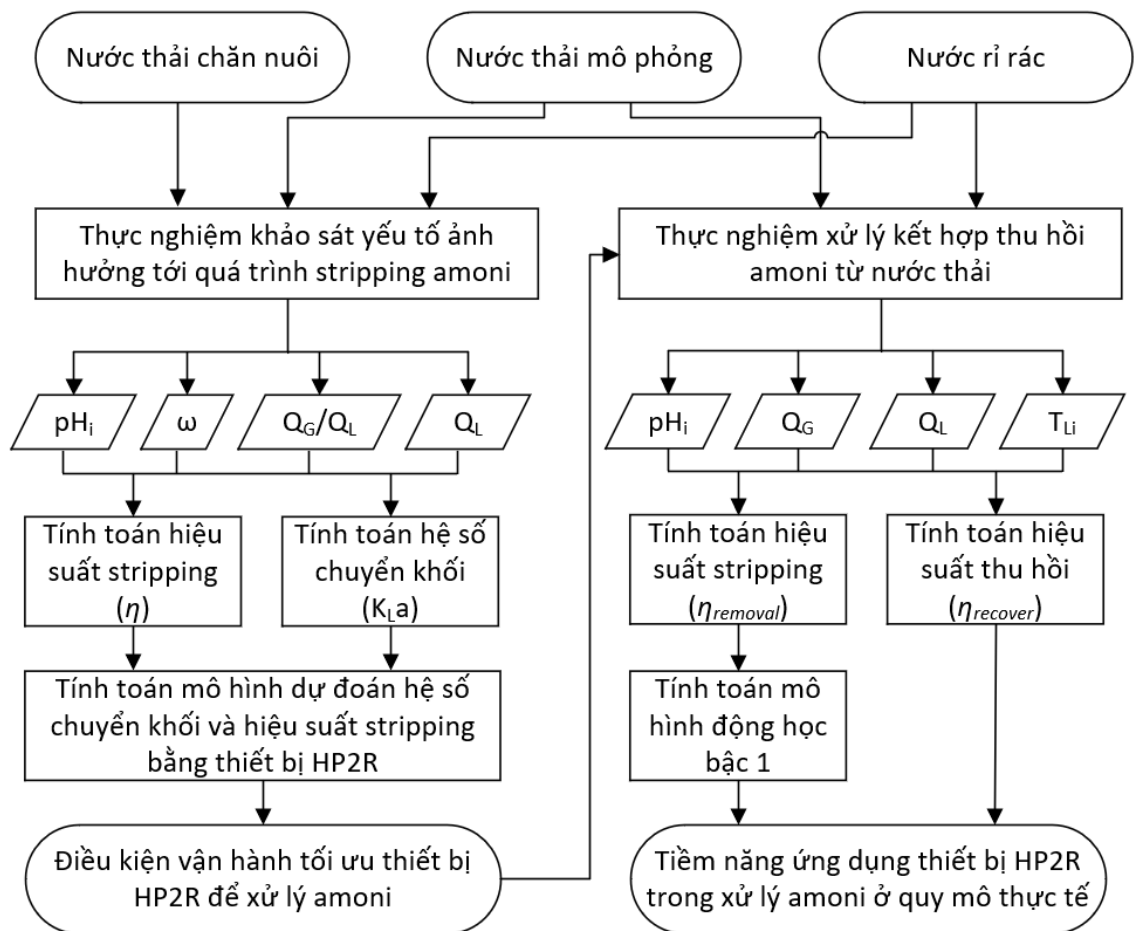
Các trang thiết bị, máy móc sử dụng cho nghiên cứu tại phòng thí nghiệm của Viện Khoa học công nghệ Năng lượng và Môi trường:

- Bơm định lượng (EHN-CV36VH4R, Iwaki, Nhật bản);
- Máy đo vận tốc gió (Kestrel 5500, Kestrel, Mỹ);
- Bể ổn định nhiệt (BW-20G, Jeiotech, Hàn Quốc);
- Điện cực ion chọn lọc đo $\text{NH}_3\text{-N}$ (HI 4101, Hanna, Mỹ);
- Điện cực đo pH (HI 1131B, Hanna, Mỹ);
- Điện cực đo nhiệt độ (HI7662-T, Hanna, Mỹ);
- Máy đa chỉ tiêu pH/ISE/mV (HI-5222, Hanna, Mỹ);
- Thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay (HP2R, Envitech, Việt Nam).

2.2. Phương pháp nghiên cứu

2.2.1. Phương pháp thực nghiệm

Trong nghiên cứu này, các quy trình thực nghiệm được thiết kế nhằm khảo sát toàn diện hiệu quả của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ các loại nước thải dưới các điều kiện khác nhau của các thông số vận hành và điều kiện nước thải. Sơ đồ thể hiện chi tiết các bước thực hiện trong nghiên cứu này được mô tả trong Hình 2.4.

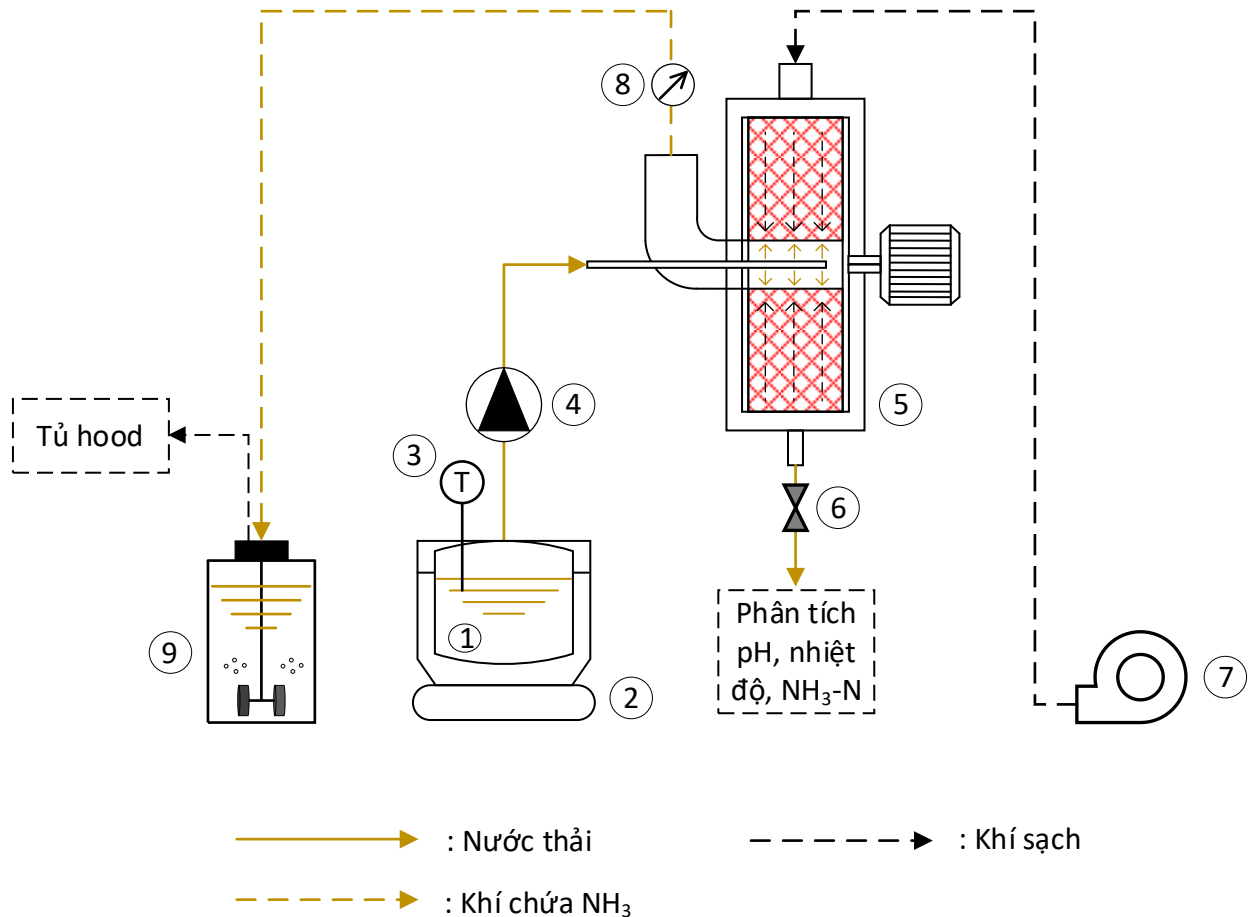


Hình 2.4. Sơ đồ khối trình tự nghiên cứu xử lý amoni nồng độ cao bằng thiết bị HP2R

Nghiên cứu này sẽ thực hiện đối với ba đối tượng nước thải khác nhau gồm: Nước thải mô phỏng chứa NH_3-N , nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác. Trong quá trình nghiên cứu, các thông số cơ bản của thiết bị HP2R (tốc độ quay, lưu lượng khí, lưu lượng nước thải) và yếu tố ảnh hưởng tới hiệu quả stripping NH_3-N (pH, nhiệt độ nước thải) ở các chế độ tiếp diễn và mẻ tuần hoàn sẽ được thực hiện. Từ đó, kết quả hiệu suất stripping (η), hệ số chuyển khối tổng quát pha lỏng (K_{La}) của quá trình stripping NH_3-N và mô hình dự đoán với hai thông số trên sẽ được tính toán để đánh giá hiệu quả quá trình và lựa chọn thông số tối ưu. Cuối cùng, các thí nghiệm về xử lý kết hợp thu hồi NH_3-N từ nước thải cũng sẽ được thực hiện để đánh giá sơ bộ tính bền vững của công nghệ này. Chi tiết quy trình thực nghiệm quá trình stripping sử dụng thiết bị HP2R cùng các điều kiện thực nghiệm được mô tả ở mục sau:

a, Quy trình thực nghiệm khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải

Quy trình thực nghiệm khảo sát các yếu tố ảnh hưởng đến hiệu quả xử lý amoni được thể hiện trong Hình 2.5.



Hình 2.5. Sơ đồ thí nghiệm khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải

Chú thích: 1: Bình chứa nước thải, 2: Bể ổn định nhiệt, 3: Nhiệt kế, 4: Bơm định lượng, 5: Thiết bị HP2R, 6: Van thu mẫu, 7: Máy thổi khí, 8: Đồng hồ đo vận tốc gió, 9: Bình hấp thụ

Thuyết minh quy trình: 5-L nước thải chứa $\text{NH}_3\text{-N}$ ở nồng độ được xác định, sau khi được điều chỉnh pH về ngưỡng thích hợp (pH_i) cho quá trình stripping được đưa về bình chứa nước thải đặt trong bể ổn định nhiệt. Bể ổn định nhiệt có vai trò giữ nhiệt độ nước thải (T_{Li}) cố định ở ngưỡng $30\text{ }^\circ\text{C}$ cho quá trình stripping. Đồng thời, thiết bị HP2R sẽ được khởi động bằng cách cài đặt và vận hành ở tốc độ quay (ω) và lưu lượng khí (Q_G) xác định cho thí nghiệm. Sau khi thiết bị HP2R đạt được thông số ω và Q_G mong muốn, bơm định lượng sẽ được khởi động để nước thải được cấp vào thiết bị HP2R bằng bơm định lượng ở lưu lượng (Q_L) xác định cho thí

nghiệm. Mẫu sẽ được lấy sau 15 phút tính từ thời điểm nước xuất hiện ở ống thoát nước thải để đảm bảo kết quả phản ánh đúng hiệu quả của thiết bị tại thời điểm điều kiện tiếp xúc và phân phối chất lỏng trong đệm ở trạng thái ổn định. Các mẫu nước sau khi thu sẽ được phân tích tức thì các chỉ tiêu $\text{NH}_3\text{-N}$, nhiệt độ, pH.

Đối với mỗi đối tượng nước thải (nước thải mô phỏng, nước thải chăn nuôi, nước rỉ rác), độ pH ban đầu của nước thải và các thông số vận hành của thiết bị HP2R (tốc độ quay, lưu lượng khí, lưu lượng nước thải) sẽ được lựa chọn và khảo sát ở các ngưỡng phù hợp với quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ kế thừa từ các nghiên cứu trước đây sử dụng tháp stripping và thiết bị HiGee. Cụ thể, độ pH sẽ được lựa chọn trong khoảng từ 8,5 tới 12 tương ứng với khoảng dao động độ pH lựa chọn bởi các nghiên cứu xử lý amoni bằng phương pháp stripping [75, 88]. Tốc độ quay của đệm ω sẽ được lựa chọn ở ngưỡng từ 300 – 1200 rpm, đảm bảo lực ly tâm tương đối (Relative Centrifugal Force) đạt từ 6 G tới 87 G (theo bán kính trung bình đệm 0,054 m) và nằm trong dải thông số vận hành của động cơ thiết bị HP2R. Tỷ lệ lưu lượng Q_G/Q_L được lựa chọn trong khoảng từ 500 – 5000, căn cứ theo các nghiên cứu tương tự với thiết bị HiGee [128-130], lớn hơn nhiều lần so với tháp stripping do có hỗ trợ của lực ly tâm giúp giảm hiện tượng tắc nghẽn bằng cách gia tăng giới hạn điểm ngập [85, 156]. Cụ thể các mức điều kiện khảo sát cho từng đối tượng được mô tả cụ thể dưới đây:

Đối với nước thải mô phỏng (Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ ban đầu $C_{Li} = 1000 \text{ mg/L}$):

- Độ pH của nước thải trước khi vào quá trình stripping (pH_i) có ảnh hưởng đáng kể tới hiệu quả stripping do điều này quyết định sự dịch chuyển NH_4^+ . Ở thí nghiệm với nước thải mô phỏng, pH_i được thử nghiệm ở các ngưỡng: 9, 10, 11, 12, bằng cách thêm NaOH vào nước thải;
- Tốc độ vòng quay của đệm (ω) được khảo sát ở các ngưỡng 300, 600, 900, 1200 rpm;
- Ảnh hưởng của tỷ lệ lưu lượng khí trên lưu lượng nước (Q_G/Q_L) được khảo sát ở các ngưỡng 854, 1587, 2136, 3052 bằng cách điều chỉnh Q_G ở các ngưỡng: 85,4 L/phút, 158,7 L/phút, 213,6 L/phút, và 305,2 L/phút với Q_L ổn định ở 0,10 L/phút;
- Ảnh hưởng của số vòng tuần hoàn stripping: Ở thí nghiệm này, 2-L nước thải sẽ được đưa vào quá trình stripping hai vòng. Cụ thể, nước thải sau xử lý của

lượt stripping đầu tiên sẽ là nước thải đầu vào cho một vòng lặp stripping thứ hai. Điều kiện vận hành của thiết bị HP2R ở hai vòng stripping sẽ được giữ nguyên để đánh giá sự thay đổi của độ pH và nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ sau khi trải qua thêm một vòng stripping.

Đối với nước thải chăn nuôi (Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ ban đầu $C_{Li} = 657 \text{ mg/L}$):

- Độ pH_i của nước thải chăn nuôi sẽ được khảo sát ở ba ngưỡng: 10, 11 và 12 (lược bỏ pH 9 do hiệu quả thấp với nước thải mô phỏng);
- Tốc độ vòng quay của đệm (ω) được khảo sát ở các ngưỡng 300, 600, 900, 1200 rpm;
- Ảnh hưởng của Q_G/Q_L được khảo sát ở các ngưỡng 1160, 2160, 2910, 4150 bằng cách điều chỉnh Q_G ở các ngưỡng: 116 L/phút, 216 L/phút, 291 L/phút, và 415 L/phút với Q_L ổn định ở 0,10 L/phút (Q_G được lựa chọn cao hơn do TSS trong nước thải chăn nuôi cao hơn nước mô phỏng);
- Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải Q_L được khảo sát ở các ngưỡng: 0,05 L/phút, 0,1 L/phút, 0,15 L/phút và 0,2 L/phút ở lưu lượng khí cố định $Q_G = 216 \text{ L/phút}$.

Đối với nước rỉ rác (Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ ban đầu $C_{Li} = 1399 \text{ mg/L}$)

- Độ pH_i của nước rỉ rác sẽ được khảo sát ở các ngưỡng: 8,5; 9,5; 10,5 và 11,5 (Khảo sát thử nghiệm bổ sung thêm các ngưỡng pH xen kẽ nhằm tiết kiệm hóa chất và tìm điểm tối ưu);
- Tốc độ vòng quay của đệm (ω) được khảo sát ở các ngưỡng 300, 600, 900, 1200 rpm;
- Ảnh hưởng của Q_G/Q_L được khảo sát ở các ngưỡng 762, 1416, 1906, 2722 bằng cách điều chỉnh Q_G ở các ngưỡng: 76,2 L/phút, 141,6 L/phút, 190,6 L/phút, và 272,2 L/phút với Q_L ổn định ở 0,10 L/phút;
- Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải Q_L được khảo sát ở các ngưỡng: 0,05 L/phút, 0,1 L/phút, 0,15 L/phút và 0,2 L/phút ở lưu lượng khí cố định $Q_G = 142 \text{ L/phút}$. Đối với Q_L , tốc độ quay được khảo sát ở tốc độ 600 rpm trở lên để tránh điểm ngập gây nên bởi lưu lượng nước thải quá lớn.

- Ảnh hưởng của số vòng tuần hoàn stripping: Ở thí nghiệm này, 2-L nước rỉ rác sẽ được đưa vào quá trình stripping tổng cộng năm vòng. Cụ thể, nước thải sau xử lý của lượt stripping đầu tiên sẽ là nước thải đầu vào cho một vòng lặp stripping tiếp theo. Điều kiện vận hành của thiết bị HP2R ở các vòng stripping sẽ được giữ nguyên để đánh giá sự thay đổi của độ pH và nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ giữa các số lần tuần hoàn.

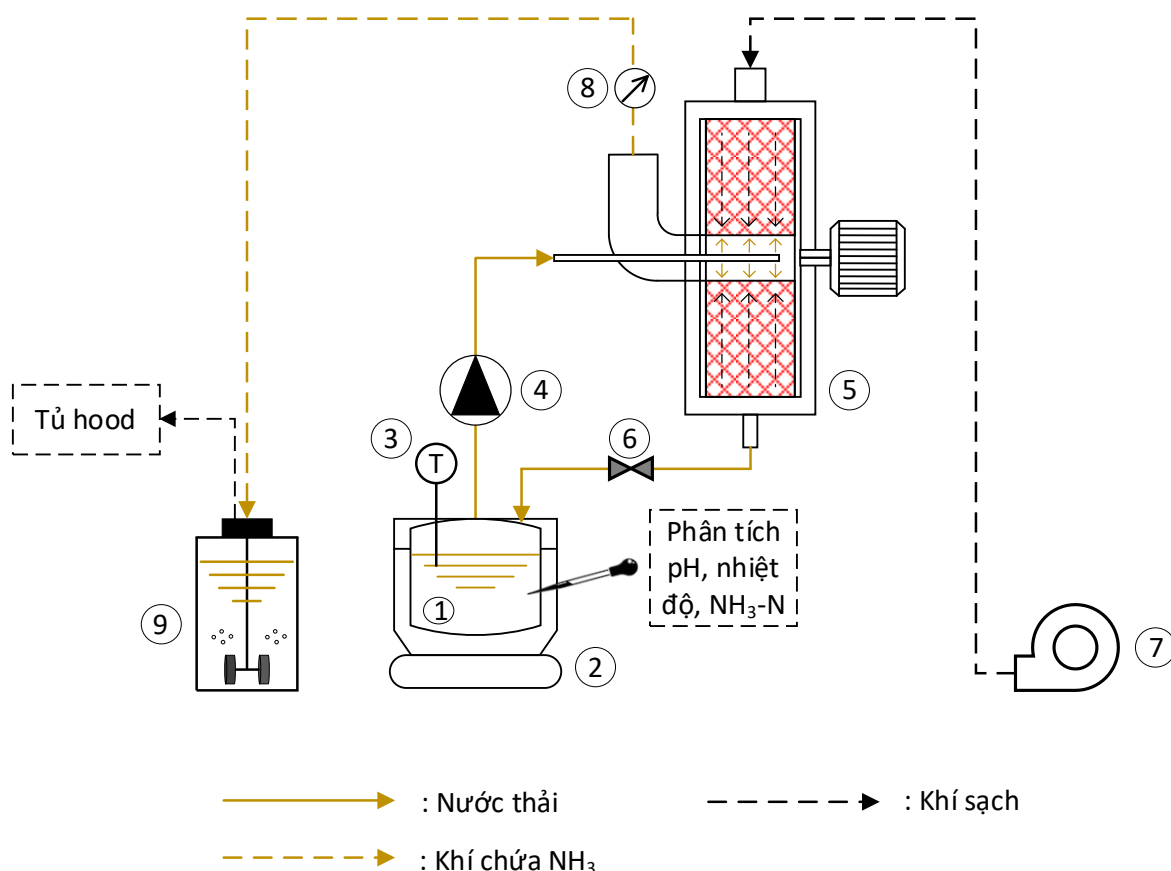
Tổng hợp các điều kiện vận hành được thực hiện trong khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải nêu trên được tổng hợp trong Bảng 2.5 dưới đây:

Bảng 2.5. Các điều kiện vận hành thực hiện trong khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải

Đối tượng nước thải	Các điều kiện vận hành				Stripping tuần hoàn (chu kỳ)
	pH_i (-)	ω (rpm)	Q_G/Q_L (-)	Q_L (L/phút)	
Nước thải mô phỏng	9, 10, 11, 12	300, 600, 900, 1200	854, 1587, 2136, 3052	-	3
Nước thải chăn nuôi	10, 11, 12	300, 600, 900, 1200	1160, 2160, 2910, 4150	0,05; 0,1; 0,15; 0,2	-
Nước rỉ rác	8,5; 9,5; 10,5; 11,5	300, 600, 900, 1200	762, 1416, 1906, 2722	0,05; 0,1; 0,15; 0,2	5

b, Quy trình thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải

Quy trình thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải được thể hiện trong Hình 2.6.



Hình 2.6. Quy trình xử lý và thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R.

Chú thích: 1: Bể chứa nước rỉ rác, 2: Bể gia nhiệt, 3: Nhiệt kế, 4: Bơm định lượng, 5: Thiết bị HP2R, 6: Van, 7: Máy thổi khí, 8: Đồng hồ đo vận tốc gió, 9: Bình hấp thụ

Thuyết minh quy trình: tại thí nghiệm này, 2-L nước thải được điều chỉnh pH; bằng $\text{Ca}(\text{OH})_2$ với nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ xác định sẽ được chuẩn bị cho thí nghiệm này. Nước thải sau khi được điều chỉnh pH và xác định nồng độ sẽ được chứa tại bể ổn định nhiệt. Đồng thời, thiết bị HP2R sẽ được khởi động bằng cách cài đặt và vận hành ở tốc độ quay (ω) và lưu lượng khí (Q_G) xác định cho thí nghiệm. Sau khi thiết bị HP2R đạt được thông số $\omega = 900 \text{ rpm}$ và Q_G mong muốn, bơm định lượng sẽ được khởi động để nước thải được cấp vào thiết bị HP2R bằng bơm định lượng ở lưu lượng (Q_L) xác định cho thí nghiệm. Khác với thí nghiệm khảo sát yếu tố ảnh hưởng, các điều kiện thí nghiệm ở mỗi mẻ sẽ được giữ nguyên trong suốt quá trình thực nghiệm. Nước thải sau khi ra khỏi thiết bị sẽ được đưa về bể ổn định nhiệt để tiếp tục tuần hoàn vào thiết bị HP2R cho quá trình stripping. Khí chứa NH_3 thoát ra sau quá trình

stripping sẽ được đưa về bình hấp thụ dạng scrubber chứa 1-L H_2SO_4 để thu hồi $\text{NH}_3\text{-N}$ từ quá trình stripping. Một mẻ thí nghiệm được xác định bắt đầu tại thời điểm xuất hiện nước đầu ra tại ống thoát nước của thiết bị HP2R. Tại từng mốc thời gian (t), các mẫu nước thải (tại bể ổn định nhiệt) và dung dịch hấp thụ (tại bình hấp thụ) sẽ được lấy để phân tích xác định độ pH và nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$. Mỗi mẻ thí nghiệm được dừng lại khi nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ giảm xuống dưới 100 mg/L, mức được coi là phù hợp cho quá trình nitrat hóa sinh học trong các nhà máy xử lý nước thải [157].

Thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni trong nước thải sẽ được thực hiện với nước thải mô phỏng và nước rỉ rác. Các điều kiện khảo sát trong thí nghiệm này được lựa chọn và kế thừa dựa trên kết quả thu được từ thí nghiệm khảo sát yếu tố ảnh hưởng trước đó. Đối với thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni ở chế độ tuần hoàn nước thải, các thông số vận hành và tính chất nước thải được khảo sát cụ thể như sau:

Đối với nước thải mô phỏng (Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ ban đầu $C_{Li} = 1000 \text{ mg/L}$)

- Ảnh hưởng của pH_i : hai mẻ thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni sẽ được thực hiện ở hai ngưỡng pH_i là 11 và 12 ở các điều kiện vận hành khác được đặt cố định gồm $T_L = 30^\circ\text{C}$, $Q_G = 100 \text{ L/phút}$ và $Q_L = 0,2 \text{ L/phút}$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$.
- Ảnh hưởng của Q_G : Q_G được thử nghiệm ở các ngưỡng: 100 L/phút, 150 L/phút, 200 L/phút và 300 L/phút ở các điều kiện vận hành khác được đặt cố định gồm $T_L = 30^\circ\text{C}$, $Q_L = 0,1 \text{ L/phút}$, $\text{pH}_i = 11$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$.
- Ảnh hưởng của Q_L : Q_L được thử nghiệm ở các ngưỡng: 0,05 L/phút, 0,1 L/phút và 0,2 L/phút ở các điều kiện vận hành khác được đặt cố định gồm $T_L = 30^\circ\text{C}$, $Q_G = 200 \text{ L/phút}$, $\text{pH}_i = 11$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$.
- Ảnh hưởng của độ pH của dung dịch hấp thụ: $\text{pH}_{i,\text{abs}}$ của dung dịch hấp thụ H_2SO_4 được thử nghiệm ở các ngưỡng 1, 2, 3 (tương ứng với nồng độ H_2SO_4 0.05M, 0.005M và 0.0005M) và dung dịch nước máy đại diện cho $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 7,8$ được khảo sát tới hiệu quả thu hồi amoni

Đối với nước rỉ rác (Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ ban đầu $C_{Li} = 1670 \text{ mg/L}$)

- Ảnh hưởng của Q_G : Q_G được thử nghiệm ở các ngưỡng: 50 L/phút, 100 L/phút, 200 L/phút và 300 L/phút ở các điều kiện vận hành khác được đặt cố định gồm $T_L = 30^\circ\text{C}$, $Q_L = 0,2 \text{ L/phút}$, $\text{pH}_i = 11,5$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$.

- Ảnh hưởng của Q_L : Q_L được thử nghiệm ở các ngưỡng: 50 L/phút, 100 L/phút, 200 L/phút và 300 L/phút ở các điều kiện vận hành khác được đặt cố định gồm $T_L = 30^\circ\text{C}$, $Q_G = 200$ L/phút, $\text{pH}_i = 11,5$ và $\omega = 900$ rpm.
- Ảnh hưởng của T_{Li} : T_{Li} tại bể ổn định nhiệt được thử nghiệm ở các ngưỡng: 30°C , 40°C và 50°C ở các điều kiện vận hành khác được đặt cố định gồm $Q_L = 0,2$ L/phút, $Q_G = 200$ L/phút, $\text{pH}_i = 11,5$ và $\omega = 900$ rpm.

Tổng hợp các điều kiện vận hành trong thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải nêu trên được tổng hợp trong Bảng 2.6.

Bảng 2.6. Các điều kiện vận hành trong thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải

Đối tượng nước thải	Các điều kiện vận hành				
	pH_i (-)	Q_G (L/phút)	Q_L (L/phút)	$\text{pH}_{i,\text{abs}}$	T_{Li} ($^\circ\text{C}$)
Nước thải mô phỏng	11, 12	100, 200, 300	0,05; 0,1; 0,2	1; 2; 3; 7,8	30
Nước rỉ rác	11,5	50, 100, 200, 300	0,05; 0,1; 0,2; 0,3	2	30, 40, 50

2.2.2. Phương pháp phân tích

Các phương pháp phân tích sử dụng trong nghiên cứu này được thể hiện trong Bảng 2.7:

Bảng 2. 7. Các phương pháp phân tích sử dụng trong nghiên cứu

TT	Chỉ tiêu	Phương pháp phân tích	Ghi chú
1	COD	TCVN 6491:1999	Sử dụng trong phân tích tính chất ban đầu của các mẫu nước
2	BOD ₅	TCVN 6001-1 : 2008	
3	TSS	TCVN 6625 : 2000	
4	TN	SMEWW 4500-N.C:2023 + SMEWW 4500 – NO3.e:2023	
5	NH ₃ -N	TCVN 7872:2008	Sử dụng trong phân tích các mẫu nước trước và sau thực nghiệm
6	pH	TCVN 6492 : 2011	
7	Nhiệt độ	Đầu dò nhiệt độ điện tử	

2.2.3. Phương pháp tính toán

a, Đối với quy trình thực nghiệm khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni từ nước thải

Hiệu suất stripping (η) được tính toán dựa trên sự thay đổi của nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ trong nước thải như sau:

$$\eta (\%) = \frac{C_{Li} - C_{Lo}}{C_{Li}} \times 100\% \quad (2.1)$$

trong đó, C_{Li} và C_{Lo} (mg/L) lần lượt là nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ trước và sau quá trình stripping trong mẫu nước thải.

Hệ số chuyển khối tổng quát pha lỏng (K_La) được sử dụng để thể hiệu hiệu quả chuyển khối trong quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ trong nghiên cứu này [128, 129]. Phương trình được đề xuất bởi Singh và cộng sự (1992) và Chen và cộng sự (2005) [119, 158] để đánh giá hiệu suất chuyển khối pha lỏng trong các thiết bị sử dụng nguyên lý đệm ly tâm có sự tham gia của hai pha khí – lỏng dựa trên nguyên lý cân bằng khối lượng và thuyết two-film. Sự chênh lệch thể tích với diện tích mặt cắt ngang ($2\pi rZ_B$), độ dày màng dòng chảy (dr) được xét trong tính toán K_La với giả định trở lực chuyển khối pha khí là không đáng kể [132]. Cân bằng khối lượng trong khoang thể tích đệm với giả định trở lực chuyển khối pha khí không đáng kể được thể hiện như sau:

$$Q_L dC_L = K_L a (C_L^* - C_L) 2\pi r Z_B dr \quad (2.2)$$

trong đó C_L là nồng độ của $\text{NH}_3\text{-N}$ trong pha lỏng và C_L^* là nồng độ cân bằng pha tương quan với nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ ở pha khí. Cân bằng khối lượng tổng thể được viết lại như sau:

$$Q_L (C_L - C_{Lo}) = Q_G (C_G - C_{Gi}) = Q_G (H_C C_L^* - 0) \quad (2.3)$$

trong đó Q_G là tốc độ dòng khí, H_C là hằng số định luật Henry không thứ nguyên của amoniac, C_G là nồng độ đầu ra của $\text{NH}_3\text{-N}$ trong pha khí và C_{Gi} là nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ đầu vào trong khí. C_L^* có thể được rút gọn như sau:

$$C_L^* = \frac{1}{S} (C_L - C_{Lo}) \quad (2.4)$$

trong đó giá trị S , đại diện cho hệ số stripping, được tính như sau:

$$S = H_C \frac{Q_G}{Q_L} \quad (2.5)$$

trong đó Q_L là lưu lượng pha lỏng, Q_G là lưu lượng pha khí và H_C là hằng số định luật Henry không thứ nguyên (dimensionless) của NH_3 ở 30 °C ($H_C = 0,000824$) [159]. Từ đây, hệ số chuyển khối khối có thể thu được bằng cách thay thế phương trình (2.4) trở phương trình (2.2) và lấy tích phân phương trình từ $r = r_i$ đến $r = r_o$ với các điều kiện biên lần lượt là $C_L = C_{Li}$ và $C_L = C_{Lo}$:

$$Q_L \int_{C_{Lo}}^{C_{Li}} \frac{dC_L}{\left[\frac{1}{S}(C_L - C_{Lo}) - C_L \right]} = K_L a \int_{r_o}^{r_i} 2\pi r z_B dr \quad (2.6)$$

Giải tích phân thu được biểu thức tính $K_L a$ như sau:

$$K_L a \text{ (}^{-1}\text{)} = \frac{Q_L}{V_B} \frac{\ln \left[\left(1 - \frac{1}{S} \right) \frac{C_{Li} + \frac{1}{S}}{C_{Lo} + \frac{1}{S}} \right]}{1 - \frac{1}{S}} \quad (2.7)$$

trong đó, $K_L a$ là hệ số chuyển khối tổng quát pha lỏng của quá trình ($^{-s}$), Q_L là lưu lượng nước thải (m^3/s), V_B là thể tích đệm của thiết bị HP2R (m^3), C_{Li} và C_{Lo} lần lượt là nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ tại nước thải đầu vào và đầu ra (mg/L).

Đối với thí nghiệm khảo sát yếu tố ảnh hưởng với đối tượng nước thải mô phỏng, thông số chiều cao đơn vị chuyển khối (HTU) được tính toán. HTU là đại lượng đặc trưng cho hiệu quả truyền khối của thiết bị hấp thụ hoặc stripping, biểu thị chiều cao lớp vật liệu đệm (hoặc chiều cao vùng truyền khối) cần thiết để đạt được một đơn vị thay đổi nồng độ của chất được truyền giữa hai pha. Nói cách khác, HTU cho biết hiệu quả sử dụng chiều cao thiết bị: HTU nhỏ $\rightarrow$ quá trình truyền khối diễn ra hiệu quả, cần chiều cao thiết bị thấp để đạt cùng mức độ stripping; HTU lớn $\rightarrow$ quá trình kém hiệu quả, yêu cầu thiết bị cao hơn để đạt cùng hiệu suất [160]. Đối với quá trình stripping sử dụng thiết bị HP2R, giá trị HTU tổng quát dựa trên trở lực pha lỏng (HTU_{OL}) được lựa chọn để tính toán với phương trình như sau:

$$\text{HTU}_{OL}(\text{cm}) = \frac{u_L}{K_L a} \times 100 \frac{\text{cm}}{\text{m}} \quad (2.8)$$

trong đó, u_L là vận tốc bề mặt của chất lỏng, được tính theo Q_L (m^3/s) và diện tích mặt cắt phương ngang của đệm (A_c) (m^2):

$$u_L(\text{m/s}) = \frac{Q_L}{A_c} = \frac{Q_L}{2\pi r_{avg} z_B} \quad (2.9)$$

Đối với kết quả khảo sát đối với nước rỉ rác, kết quả tính toán K_{La} cùng các biến số vận hành và thông số thủy động lực học của các pha tương ứng sẽ được sử dụng để xây dựng phương trình dự đoán hiệu suất của quá trình stripping NH_3-N sử dụng thiết bị HP2R. Mô hình này đã được sử dụng thành công trong dự đoán K_{La} từ quá trình stripping NH_3-N từ nước thải tổng hợp của Yuan và cộng sự. (2016) [128, 129] và stripping ClO_2 [130] sử dụng thiết bị HiGee. Trong mô hình này, các hệ số Reynolds pha lỏng (Re_L), hệ số Reynolds pha khí (Re_G) và hệ số Grashof pha lỏng dựa trên bán kính đệm trung bình ($Gr_{L,avg}$) được tính toán lần lượt như sau:

$$Re_L = \frac{p_L Q_L \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi Z_B (r_o - r_i) a_p \mu_L} \quad (2.10)$$

$$Re_G = \frac{p_G Q_G \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi Z_B (r_o - r_i) a_p \mu_G} \quad (2.11)$$

$$Gr_{L,avg} = \frac{r_{avg} \omega^2 (r_{avg} - r_i)^3}{v_L^2} \quad (2.12)$$

K_{La} dự đoán sau đó được tính toán từ các nhóm hệ số như sau:

$$\frac{K_{La} d_p}{D_L a_p} = a \times Re_L^b Re_G^c Gr_{L,avg}^d \quad (2.13)$$

trong đó, d_p là đường kính của lớp đệm (0,107 m) của thiết bị HP2R, D_L là hệ số khuếch tán phân tử chất lỏng ($1,90 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$) của NH_3 ở 30°C [159]. Các thuộc tính chất lỏng khác được sử dụng trong các phương trình (2.10) đến (2.12) được liệt kê trong Bảng 2.7. Dựa trên phương trình (2.8) và phép tính K_{La} dự đoán của phương trình (2.13), phương trình η dự đoán có thể được biểu thị như sau:

$$\eta = \left[1 - \frac{\left(1 - \frac{1}{S}\right)}{\exp\left(K_L a_{QL}^{\frac{V_B}{Q_L}} \left(1 - \frac{1}{S}\right) - \frac{1}{S}\right)} \right] \times 100 \% \quad (2.14)$$

Bảng 2.8. Các thông số thủy động lực của pha lỏng chứa NH_3 và pha khí

Thông số	Đơn vị	Giá trị (tại 30°C)	TLTK
Khối lượng riêng nước rỉ rác (p_L)	kg/m^3	1000,98	-
Độ nhớt pha lỏng (μ_L)	kg/m.s	$0,8432 \times 10^{-3}$	[161]
Khối lượng riêng không khí (p_G)	kg/m^3	1,166	[159]
Độ nhớt của không khí (μ_G)	kg/m.s	$1,87 \times 10^{-5}$	[159]
Độ nhớt động học của pha lỏng (v_L)	m^2/s	$8,42 \times 10^{-7}$	[161]
Độ phân phối phân tử lỏng của NH_3 (D_L)	m^2/s	$1,9 \times 10^{-9}$	[159]

b, Đối với quy trình thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải

Đối với quy trình thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni, hiệu suất stripping ($\eta_{removal}$) được tính toán dựa trên sự thay đổi nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ trong nước thải tại thời điểm t (C_{Lt}) so với thời điểm bắt đầu thí nghiệm (C_{Li}). Công thức thể hiện như sau:

$$\eta_{removal}(\%) = \frac{C_{Li} - C_{Lt}}{C_{Li}} \times 100\% \quad (2.15)$$

Tương tự, hiệu suất thu hồi amoni ($\eta_{recover}$) sẽ được tính bằng sự gia tăng khối lượng amoni được giữ lại trong dung dịch hấp thụ so với khối lượng amoni được đưa ra khỏi nước thải, được tính từ nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ trong dung dịch hấp thụ tại thời điểm t (C_{At}) và tổng thể tích của dung dịch hấp thụ (V_A) so với tổng khối lượng $\text{NH}_3\text{-N}$ đã được loại bỏ sau khi mẻ stripping kết thúc, tính từ nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ trong nước thải tại thời điểm bắt đầu (C_{Li}) trừ đi thời điểm kết thúc thí nghiệm (C_{Lf}) nhân với thể tích mẻ nước thải V_{ww} . Công thức thể hiện như sau:

$$\eta_{recover}(\%) = \frac{C_{At} \times V_A}{(C_{Li} - C_{Lf}) \times V_{ww}} \times 100\% \quad (2.16)$$

Trong thí nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải ở chế độ tuần hoàn, hằng số tốc độ phản ứng của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ (K_L) được tính toán theo động học bậc nhất bằng cách sử dụng nồng độ amoni trung bình từ mỗi mẫu, như sau [162]:

$$C_{Lt} = C_{Li} \times e^{-K_L t} \quad (2.17)$$

2.2.4. Phương pháp xử lý số liệu và đảm bảo chất lượng

Số liệu thực nghiệm được trình bày dưới dạng giá trị trung bình của ba lần lặp lại cho mỗi chế độ thí nghiệm ($n = 3$). Độ lệch chuẩn (Standard deviation) được tính bằng hàm thống kê trong Excel nhằm đánh giá độ biến thiên của kết quả, đồng thời sai số được thể hiện dưới dạng thanh lỗi (error bar) trên các đồ thị ở Chương III.

Công tác đảm bảo và kiểm soát chất lượng (QA/QC) được thực hiện xuyên suốt quá trình đo và phân tích. Thiết bị đo pH được hiệu chuẩn định kỳ bằng dung dịch đệm chuẩn pH 4.00, 7.00 và 10.00; điện cực ion chọn lọc đo amoni (ISE) được hiệu chuẩn định kỳ bằng dung dịch chuẩn NH_4Cl để xây dựng đường chuẩn ($R^2 \geq 0.99$). Mỗi đợt phân tích có mẫu trắng và mẫu chuẩn nhằm kiểm tra sai số hệ thống, đồng thời các phép đo được lặp lại ba lần để đánh giá độ chính xác. Thiết bị HP2R

được vệ sinh bằng nước máy về trung tính sau mỗi thí nghiệm để tránh nhiễm chéo, đảm bảo kết quả đáng tin cậy đối với các mẫu nước thải.

Tiểu kết chương II:

Chương II đã trình bày chi tiết đối tượng và phương pháp nghiên cứu của đề tài, bao gồm mô tả cấu tạo, nguyên lý hoạt động và ưu điểm kỹ thuật của thiết bị phản ứng ly tâm HP2R. Thiết bị được chế tạo hoàn toàn bằng thép không gỉ SUS304, sử dụng lớp đệm quay dạng bó sợi thép bố trí đồng tâm, giúp tăng cường diện tích tiếp xúc khí – lỏng, cải thiện quá trình truyền khối và hạn chế tắc nghẽn. Nghiên cứu được tiến hành với ba loại nước thải đặc trưng cho các nhóm có nồng độ amoni cao tại Việt Nam, gồm nước thải mô phỏng, nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác. Các thí nghiệm được thiết kế nhằm khảo sát ảnh hưởng của các yếu tố vận hành (pH, tốc độ quay, lưu lượng khí và nước) đến hiệu suất stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ và hệ số truyền khối tổng quát K_{La} , đồng thời đánh giá khả năng thu hồi amoni thông qua dung dịch hấp thụ axit. Các công thức tính toán, quy trình xử lý số liệu và biện pháp QA/QC được thiết lập nhằm đảm bảo độ chính xác và độ tin cậy của kết quả.

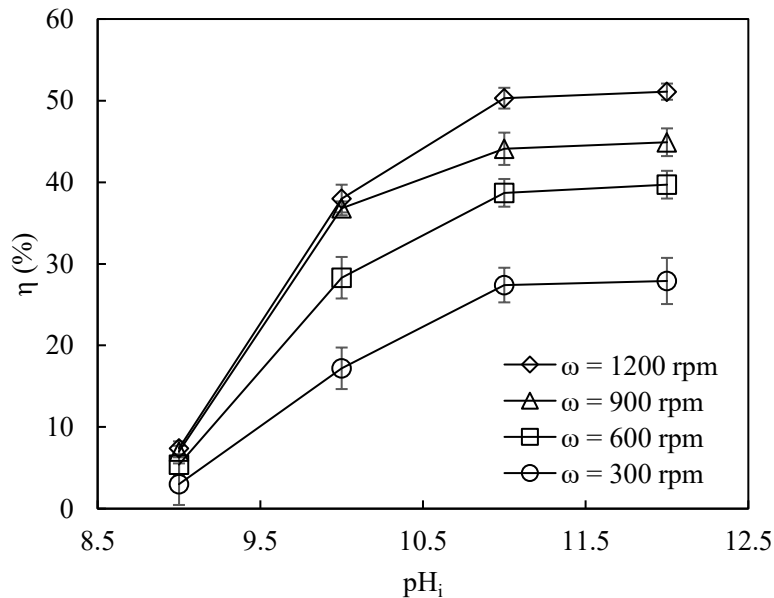
CHƯƠNG III: KẾT QUẢ VÀ THẢO LUẬN

3.1. Kết quả khảo sát các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình stripping amoni bằng thiết bị HP2R từ nước thải

3.1.1. Kết quả khảo sát stripping amoni bằng thiết bị HP2R với nước thải mô phỏng

a, Ảnh hưởng của pH_i

Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả stripping (η) tại $Q_G/Q_L = 855$ được trình bày trong Hình 3.1. Điều kiện pH của nước thải chứa NH_3 -N đóng vai trò quan trọng trong hiệu quả stripping. Ở $pH_i = 9$, η ở ngưỡng không đáng kể, chỉ dao động từ 3% đến 7% ở các tốc độ quay (ω) khác nhau. Giá trị η được cải thiện rõ rệt khi độ $pH_i = 11$. Cụ thể, tại $Q_G/Q_L = 855$ và $\omega = 600$ rpm, η được cải thiện từ 5,4 lên 38,70 % (Hình 3.1).



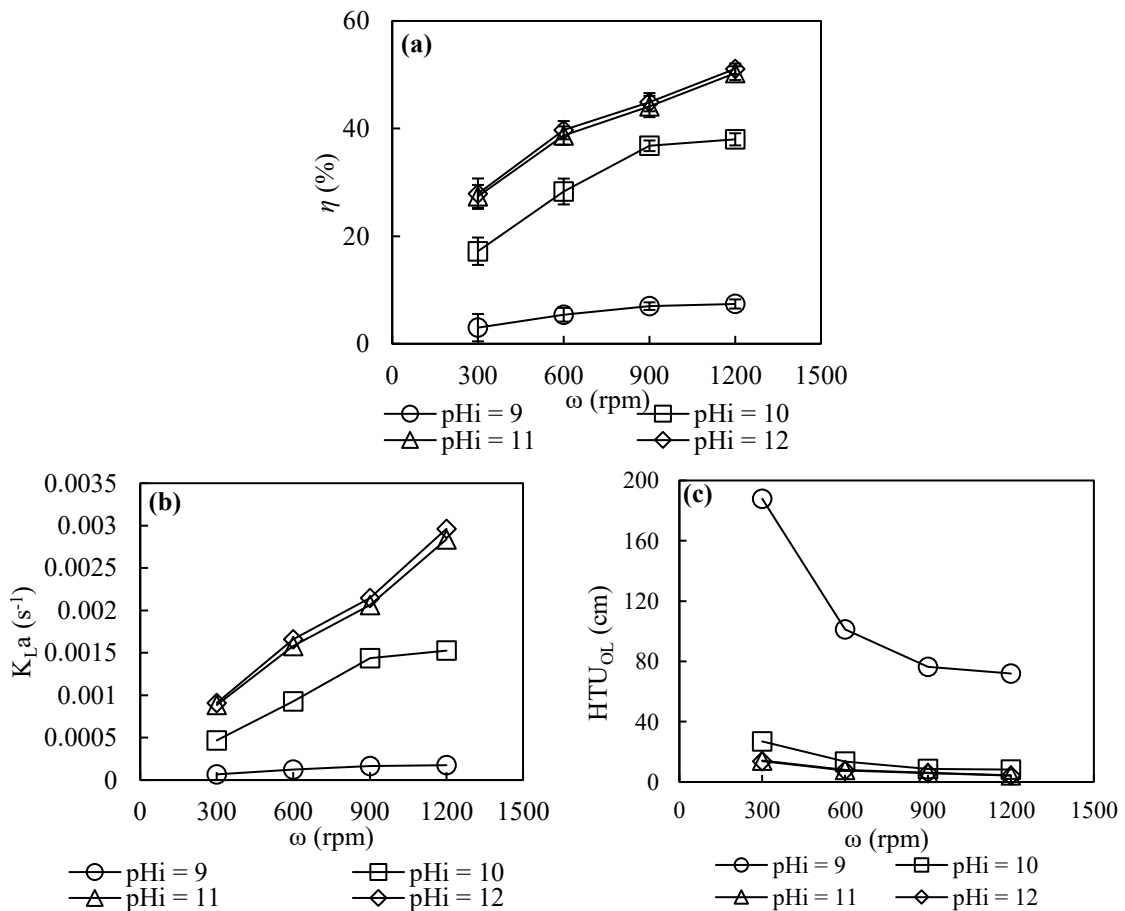
Hình 3.1. Ảnh hưởng của pH đến hiệu quả xử lý NH_3 tại $pH_i = 11$ $Q_G/Q_L = 855$, $Q_L = 0,1$ L/min, $C_{Li} = 1000$ mg/L, $\omega = 600$ rpm ($n = 3$)

Hiện tượng tương tự cũng được ghi nhận khi pH_i tăng từ 9 lên 11 ở các mức ω khác. Đây là kết quả của sự chuyển dịch cấp lũy thừa của hệ số phân bố NH_4^+/NH_3 khi pH_i tăng từ 9 lên 11 [163]. Bonmati và Flotas đã thảo luận rằng hiệu quả loại bỏ NH_3 từ phân lợn tươi trong tháp stripping cũng đạt được sự gia tăng đáng kể với độ pH ban đầu là 11,5 so với 9,5 [80]. Tăng pH của nước rỉ rác trước khi stripping cũng được Santos và cộng sự (2020) áp dụng để đạt hiệu quả stripping NH_3 ở mức 98% sau 7 ngày [88]. Khi tăng pH_i từ 11 lên 12, η tăng chậm lại và hầu như duy trì ổn định. Hiện tượng này là do sự gia tăng không đáng kể của NH_3 ở pH_i 11 so với 12

[163]. Ví dụ, ở tốc độ ω là 900 rpm, giá trị η tăng nhẹ từ 44,1 lên 44,9 khi độ pH tăng từ 11 lên 12. Tuy nhiên, đối với quy trình sử dụng tháp stripping, pH 12 được ưu tiên hơn pH 11 để liên tục duy trì pH ở mức cần thiết trong một thời gian dài tuần hoàn vì độ pH có xu hướng giảm khi NH_3 bị loại bỏ khỏi dung dịch [80, 88].

b, Ảnh hưởng của tốc độ quay ω

Ảnh hưởng của tốc độ quay (ω) đến hiệu suất stripping (η), hệ số chuyển khối tổng quát pha lỏng (K_{La}) và chiều cao đơn vị chuyển khối tổng quát (HTU_{OL}) trong thí nghiệm stripping amoni tại $Q_G/Q_L = 855$ được trình bày trong Hình 3.2. Kết quả cho thấy rằng khi ω tăng, η cũng được cải thiện đối với các điều kiện pH khác nhau từ 9 – 12. Tuy nhiên, mức độ cải thiện của η phụ thuộc vào pH ban đầu. Cụ thể, ở $\text{pH}_i = 9$, hiệu suất stripping chỉ tăng nhẹ từ 3,0% lên 7,4% khi ω tăng từ 300 lên 1200 rpm (Hình 3.2a). Trong khi đó, mức độ cải thiện rõ rệt hơn ở pH cao hơn. Ở $\text{pH}_i = 10$, η tăng hơn hai lần từ 17,2% lên 38,0% khi ω tăng từ 300 lên 900 rpm. Xu hướng tăng gấp đôi này cũng được quan sát ở pH 11 và 12 khi η tăng từ khoảng 25% lên 50%.



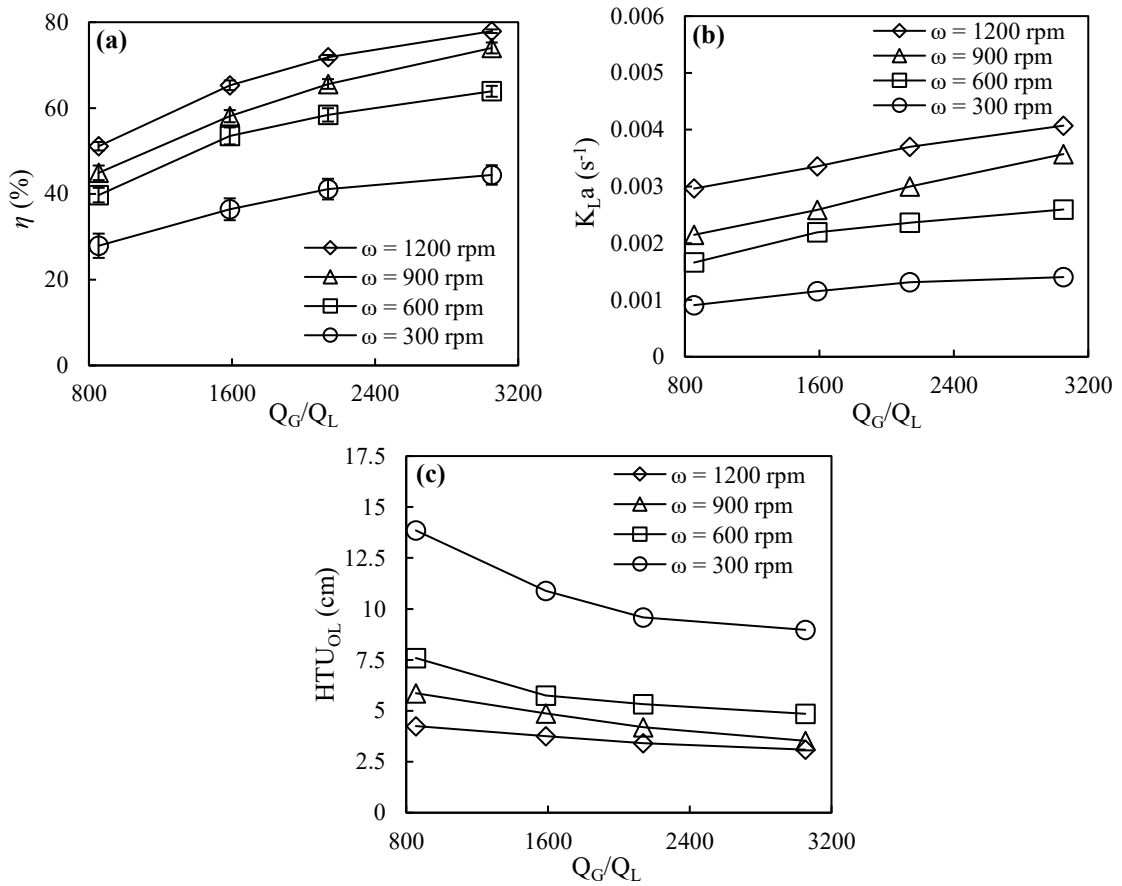
Hình 3.2. Ảnh hưởng của tốc độ vòng quay đến (a) hiệu quả xử lý NH_3 , (b) K_{La} và (c) HTU_{OL} tại $Q_G/Q_L = 855$, $Q_L = 0.1$ L/min, $C_{Li} = 1000$ mg/L, $\omega = 600$ rpm

Ảnh hưởng của ω hệ số K_{La} rõ rệt hơn so với ảnh hưởng đến η (Hình 3.2b). Tương tự như η , ω cao giúp tăng cường đáng kể quá trình chuyển khối trong hệ thống HP2R. Ở pH 11 và 12, K_{La} gần như tăng ba lần từ $0,0009 \text{ s}^{-1}$ lên $0,0029 \text{ s}^{-1}$ khi ω tăng từ 300 lên 1200 rpm. Kết quả này thấp hơn không đáng kể so với hệ số chuyển khối trong quá trình stripping amoni sử dụng thiết bị HiGee có đệm nằm ngang ở 1200 rpm ($0,00492 \text{ s}^{-1}$) của Yuan và cộng sự [129]. Xu hướng của HTU_{OL} ngược lại với xu hướng của η và K_{La} (Hình 3.2c). HTU_{OL} thường được sử dụng để đánh giá mức độ khó stripping và so sánh hiệu suất của cột đệm. Khi ω tăng từ 300 lên 1200 rpm, giá trị HTU_{OL} giảm từ 13,85 cm xuống còn 4,25 cm ở pH 11 (Hình 3.2c). Kết quả này cho thấy rằng ω cao hơn là yếu tố chính giúp tăng hiệu quả chuyển khối trong thể tích đệm hạn chế.

Việc tăng η và K_{La} là kết quả của sự gia tăng gia tốc ly tâm của dòng chảy chất lỏng trong lớp đệm, tạo ra các cấu hình dòng chảy đặc biệt [118]. Các giọt micro và dòng chảy màng mỏng của chất lỏng giúp tạo ra diện tích tiếp xúc lớn hơn với dòng khí đối lưu, từ đó tăng cường sự giải hấp NH_3 từ nước thải. ω cao hơn còn giúp ổn định sự phân bố chất lỏng trong lớp đệm, được phản ánh qua giảm dần của độ sai số kết quả η khi tốc độ quay tăng (Hình 3.2a).

c, Ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L

Sau khi thu được kết quả về ảnh hưởng của pH ban đầu và tốc độ quay, ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L được nghiên cứu ở $\text{pH}_i = 12$ nhằm đảm bảo toàn bộ thành phần NH_4^+ được chuyển hóa hoàn thành thành NH_3 , giúp đánh giá chính xác hơn về hiệu suất stripping và khả năng chuyển khối. Hình 3.3 trình bày ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L đến η tại bốn tốc độ vòng quay khác nhau với $\text{pH}_i = 12$ và $Q_L = 0,10 \text{ L/phút}$. Kết quả cho thấy rõ ràng rằng tỷ lệ Q_G/Q_L cao hơn giúp η ở tất cả các mức tốc độ quay. Giá trị η tăng đáng kể hơn 1,5 lần, từ 44,1% lên 73,9%, khi tỷ lệ Q_G/Q_L tăng từ 854 lên 3052 tại $\omega = 900 \text{ rpm}$ (Hình 3.3a). Sự cải thiện này do lượng khí sạch cấp vào hệ thống nhiều hơn, tạo điều kiện thuận lợi cho nhiều phân tử NH_3 chuyển sang pha khí. Tuy nhiên, sự cải thiện của hệ số K_{La} khi tăng Q_G/Q_L là không đáng kể so với khảo sát với ω . K_{La} chỉ tăng khoảng $0,0015 \text{ s}^{-1}$ khi Q_G/Q_L tăng từ 854 lên 3052 tại $\omega = 1200 \text{ rpm}$ (Hình 3.3b). Tương tự, so với ảnh hưởng của ω , sự giảm của HTU_{OL} cũng diễn ra với tốc độ chậm hơn nhiều khi Q_G/Q_L tăng (Hình 3.3c).



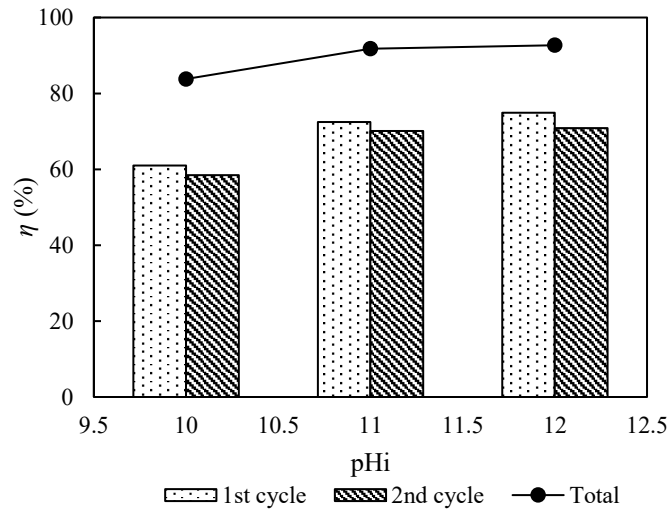
Hình 3.3. Ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L tới (a) hiệu quả xử lý NH_3 , (b) K_{La} và (c) HTU_{OL} tại $Q_G = 0,10$ L/phút và $pH_i = 12$

Kết quả này cho thấy ω đóng vai trò quan trọng hơn so với Q_G/Q_L trong việc cải thiện quá trình chuyển khối và hiệu suất stripping của thiết bị HP2R. Viet và cộng sự (2020) cũng đã phát hiện điều tương tự khi cho rằng giá trị K_{La} dự đoán từ các nhóm không thứ nguyên bị ảnh hưởng không đáng kể từ hệ số Reynolds pha khí (Re_G) [130].

d, Ảnh hưởng của các chu kỳ stripping

Trong quy trình stripping xử lý amoni tại các trạm xử lý, nước thải được nâng pH và đưa về bể chứa phục vụ cho quá trình stripping tuần hoàn tại các đơn vị tháp stripping. Công đoạn này thường được trang bị đối với các trạm xử lý nước rỉ bãi chôn lấp, nước thải chăn nuôi hoặc một số ngành công nghiệp [77]. Mục đích của quá trình này là giảm lượng TN xuống ngưỡng thích hợp (khoảng dưới 300 mg/L) nhằm đảm bảo sự ổn định của các công đoạn xử lý sinh học tiếp theo [73]. Trong thí nghiệm stripping theo chu kỳ, điều kiện vận hành của HP2R được chọn ở $\omega = 900$ rpm, tỷ lệ $Q_G/Q_L = 3054$, $Q_L = 0,10$ L/phút. $\omega = 900$ rpm được chọn thay vì 1200 rpm để mô phỏng điều kiện vận hành với tiêu thụ năng lượng tối ưu và tránh ma sát vòng bi trong

thực tế. Các giá trị pH_i được chọn ở ba ngưỡng 10, 11 và 12 để so sánh, xác định điều kiện pH tối ưu. Kết quả của thí nghiệm này được trình bày trong Hình 3.4.



Hình 3.4. Kết quả stripping amoni theo chu kỳ $Q_G/Q_L = 3054$, $\omega = 900$ rpm, và $C_{Li} = 1000$ mg/L

Ảnh hưởng của việc tăng pH từ 10 lên 12 là không đáng kể. Tổng giá trị η là từ 83,80 % đến 92,69 % tương ứng với pH_i là 10 và 12 (Hình 3.4). Hiệu suất stripping của chu kỳ 2 luôn thấp hơn chu kỳ 1 ở cả ba mức pH_i . Sự khác nhau giữa giá trị η ở hai chu kỳ liên quan đến việc pH của nước thải bị giảm sau mỗi chu kỳ stripping (Bảng 3.1).

Bảng 3.1. Thông số và kết quả thí nghiệm stripping amoni theo chu kỳ

C_{Li} (mg/L)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	pH_i (-)	1 st cycle			2 nd cycle			Tổng
				C_{Lo} (mg/L)	pH_o (-)	η (%)	C_{Lo} (mg/L)	pH_o (-)	η (%)	η (%)
1000	305,2	0,10	10	390	9,64	61,0	162	8,92	58,46	83,0
1000	305,2	0,10	11	275	10,45	72,5	82,2	9,82	70,11	91,78
1000	305,2	0,10	12	251	11,67	74,9	73,1	11,20	70,88	92,69

Nồng độ NH_3 -N cuối cùng sau 2 chu kỳ stripping lần lượt là 162, 82,2 và 73,1 mg/L ở pH_i ban đầu là 10, 11 và 12. Mặc dù nồng độ NH_3 -N trong nước thải đầu ra chưa đạt ngưỡng cho phép của các quy chuẩn xả thải, giá trị này đã đạt ngưỡng thích hợp để nước thải có thể xử lý bằng các công đoạn bậc 2 và bậc 3 [73]. Tuy nhiên, cần cân nhắc hiệu quả xử lý nhanh và sự ổn định trong vận hành vì một thời gian dài vận hành liên tục ở tốc độ quay cao từ 900 đến 1200 vòng/phút có thể gây quá nhiệt vòng

bi do ma sát. Hiện tượng này không được đề cập trong các nghiên cứu trước đây về sử dụng thiết bị HiGee có đệm quay nằm ngang [128, 129, 153].

Tiêu kết mục 3.1.1: Kết quả thí nghiệm trên đã thể hiện hiệu quả stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước thải mô phỏng. Kết quả cho thấy pH trên 10 giúp tăng đáng kể hiệu suất loại bỏ amoni. Tăng tốc độ quay ($\omega = 900 - 1200$) và tỷ lệ lưu lượng khí/lỏng tăng đều làm cải thiện hiệu suất, trong đó tốc độ quay cao còn nâng mạnh hệ số chuyển khối thể tích tổng (K_{LA}) và giảm chiều cao đơn vị truyền khối (HTU_{OL}). Thí nghiệm theo chu kỳ cho thấy thêm một chu kỳ stripping giúp nâng tổng hiệu suất lên 83,0–92,69% (tương ứng giảm nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ từ 1000 ppm xuống 162–73,1 ppm) khi pH_i từ 10–12. Kết quả chứng minh HP2R là giải pháp tiềm năng cho xử lý hóa lý sơ cấp trước công đoạn xử lý sinh học. Trong thí nghiệm tiếp theo với nước thải chăn nuôi, tốc độ QG/QL sẽ được lựa chọn ở dải cao hơn, độ pH lược bỏ mức $\text{pH}_i = 9$, giữ nguyên dải ω từ 300 – 1200 và bổ sung khảo sát ảnh hưởng của lưu lượng nước thải.

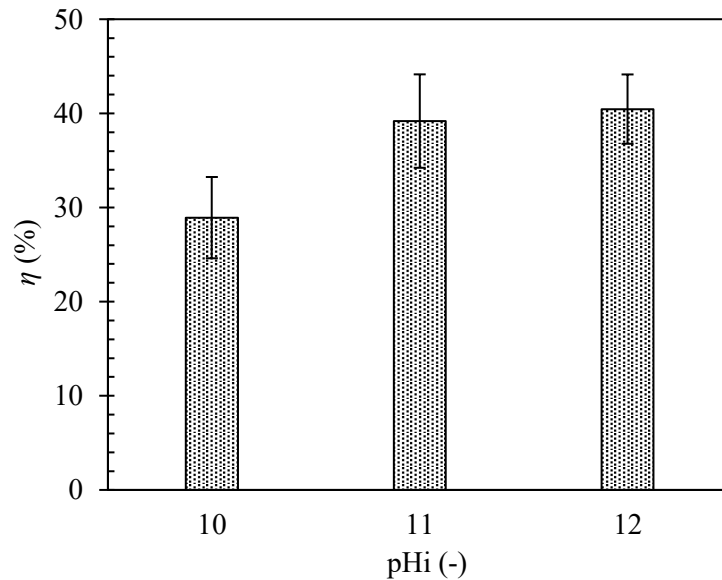
3.1.2. Kết quả khảo sát stripping amoni bằng thiết bị HP2R với nước thải chăn nuôi

Tương tự với nước thải mô phỏng, các yếu tố ảnh hưởng như pH_i , ω , tỉ lệ Q_G/Q_L sẽ được khảo sát trong thí nghiệm với nước thải chăn nuôi. Tuy nhiên, khác với thí nghiệm ở nước thải mô phỏng, mức $\text{pH}_i = 9$ sẽ được lược bỏ. Thành phần TSS trong nước thải chăn nuôi sau khi nâng pH sẽ phức tạp hơn với nước thải mô phỏng. Do đó, ω vẫn sẽ được khảo sát tới 1200 rpm dù trước đó đã ghi nhận hiệu quả không quá chênh lệch với 900 rpm tại nước thải mô phỏng. Tỷ lệ Q_G/Q_L sẽ được khảo sát ở dải dao động Q_G lớn hơn so với nước thải mô phỏng. Hơn nữa, ảnh hưởng của việc thay đổi Q_L từ 0,05 tới 0,2 L/phút dưới điều kiện Q_G cố định cũng sẽ được khảo sát với nước thải chăn nuôi.

a, Ảnh hưởng của pH_i

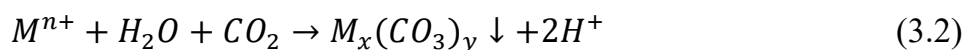
Ảnh hưởng của độ pH_i tới hiệu suất stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ được thể hiện trong Hình 3.5. Các kết quả thí nghiệm cho thấy rằng pH_i có ảnh hưởng đáng kể đến hiệu suất stripping (η). Cụ thể, η tăng từ 28,92% lên 39,18% khi pH_i tăng từ 10 lên 11. Kết quả này thậm chí còn cao hơn so với kết quả từ nước thải tổng hợp (17,20% lên 27,40%) trong nghiên cứu trước đây ở một chu trình quay tương tự tốc độ 300 rpm. Điều này có thể được giải thích là do Q_G (216 L/phút) trong thí nghiệm này cao hơn so với Q_G (85 L/phút) của thí nghiệm nước thải tổng hợp. Theo sơ đồ phân bố NH_3 trong môi

trường nước của Jiang và cộng sự (2015), tỷ lệ NH_3 trong dung dịch tăng từ 40% ở pH 9 lên 80% ở pH 10, do đó gần như 100% ở pH 11 [163]. Tuy nhiên, tỷ lệ NH_3 hầu như không thay đổi giữa pH 11 và 12. Điều đó giải thích sự khác biệt không đáng kể giữa η ở pH 11 (39,18%) và pH 12 (40,45%).



Hình 3.5. Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả stripping amoni từ nước thải chăn nuôi ($Q_G = 216$ L/phút, $Q_L = 0.10$ L/phút, $\omega = 300$ rpm, $C_{Li} = 657$ mg/L)

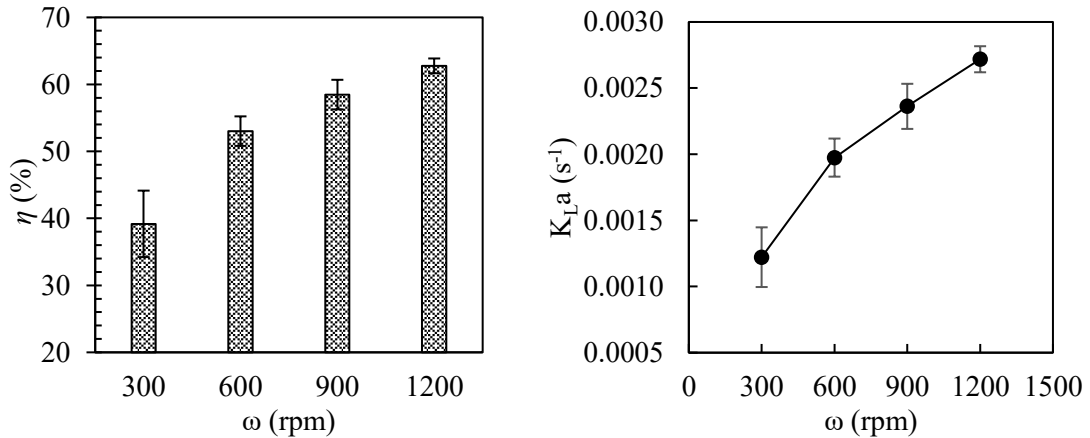
Điều chỉnh pH của nước thải lên trên 11 được cho là tối ưu để stripping NH_3 trong các nghiên cứu trước đây sử dụng thiết bị dạng cột [80, 88]. Bonmati và Flotas (2003) đã ghi nhận sự cải thiện đáng kể trong việc stripping NH_3 khi điều chỉnh pH nước thải chăn nuôi lợn lẫn phân được đến pH 11 so với mẫu không điều chỉnh [80]. Đối với nước thải chăn nuôi, trong nước thải sau stripping có thể thấy chất rắn kết tủa ở $\text{pH}_i = 11$ và 12. Điều này không được phát hiện trong khảo sát với nước thải mô phỏng. Hiện tượng này có thể là sự đồng kết tủa một phần của chất rắn lơ lửng sau khi điều chỉnh pH và hình thành của muối cacbonat từ thành phần khoáng (ký hiệu M^{n+}) có sẵn trong nước thải chăn nuôi với khí CO_2 và theo phương trình (3.1) và (3.2):



b, Ảnh hưởng của tốc độ quay ω

Ảnh hưởng của ω lên η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi lợn bằng thiết bị HP2R được thể hiện trong Hình 3.6. Thí nghiệm này được thực hiện tại $\text{pH}_i = 11$, $Q_G = 216$ L/phút và $Q_L = 0,10$ L/phút. Kết quả cho thấy η tăng mạnh

từ 39,18% lên 53,02% khi ω tăng từ 300 rpm thành 600 rpm. Giá trị η tiếp tục tăng nhưng chậm hơn đến, đạt 58,45% và 62,77% tại $\omega = 900$ rpm và 1200 rpm. Đối với tháp stripping, hiệu quả stripping chỉ có thể được cải thiện bằng cách tăng Q_G/Q_L , cụ thể là tăng lượng Q_G hoặc kéo dài thời gian tuần hoàn của nước thải [156]. Tuy nhiên, ưu điểm của thiết bị HP2R là η cũng có thể được cải thiện đáng kể bằng cách tăng tốc độ quay. Cụ thể, K_{La} tăng từ $0,0012 \text{ s}^{-1}$ đến $0,0027 \text{ s}^{-1}$ khi ω tăng tương ứng từ 300 rpm lên 1200 rpm.



Hình 3.6. Ảnh hưởng của ω đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi

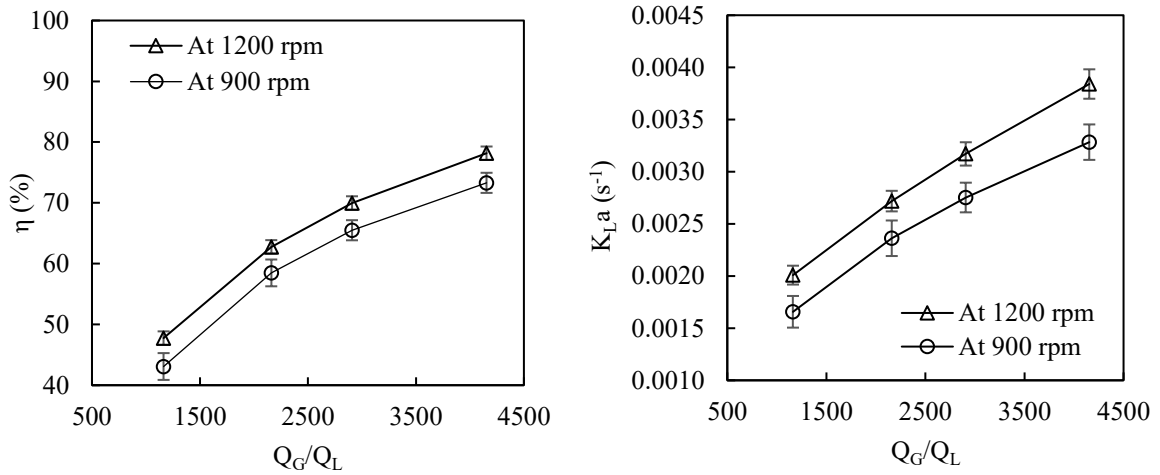
($Q_G = 216 \text{ L/phút}$, $Q_L = 0.10 \text{ L/phút}$, $\text{pH}_i = 11$, $C_{Li} = 657 \text{ mg/L}$)

Ở tốc độ quay cao hơn, sự va chạm giữa chất lỏng và lớp đệm dưới gia tốc ly tâm lớn đã tạo ra các dạng dòng chảy đặc biệt của nước thải [118]. Ở tốc độ ω 900 đến 1200 rpm, mô hình dòng chảy chuyển từ dạng giọt sang dạng màng mỏng làm tăng diện tích bề mặt của chất lỏng tiếp xúc với dòng khí. Hiệu ứng này cũng được ghi nhận trong quá trình loại bỏ amoniac trong nước thải tổng hợp được báo cáo bởi Yuan và cộng sự (2016) [128, 129]. Hai ngưỡng tốc độ này được lựa chọn cho các khảo sát tiếp theo.

c, Ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L

Ảnh hưởng của tỉ lệ Q_G/Q_L tới η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi được trình bày trong Hình 3.7. Kết quả chỉ ra rằng việc tăng lưu lượng khí mới vào hệ thống đã tăng cường η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 khỏi nước thải chăn nuôi của HP2R ở cả hai mức ω . η tăng đáng kể từ khoảng 45% lên 75% khi tỉ lệ Q_G/Q_L tăng từ 1160 lên 4150. Tương tự như η , sự tăng cường chuyển khối của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi cũng được ghi nhận khi K_{La} tăng gần

hai lần từ $0,0020 \text{ s}^{-1}$ lên $0,0038 \text{ s}^{-1}$. Sự cải thiện của η và K_{La} giữa ω của 900 rpm và 1200 rpm là không đáng kể (η tăng từ 4 đến 6%) (K_{La} tăng 0,0003 đến $0,0005 \text{ s}^{-1}$).

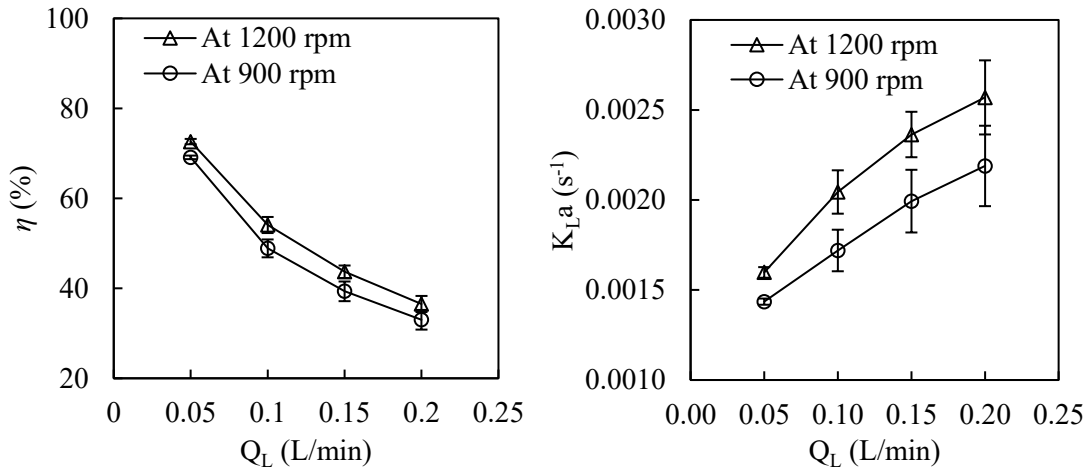


Hình 3.7. Ảnh hưởng của Q_G/Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi ($Q_L = 0,10 \text{ L/phút}$, $\text{pH}_i = 11$, $C_{Li} = 657 \text{ mg/L}$)

Tác động tương tự của Q_G đối với η từ nước rỉ bãi chôn lấp đã được ghi lại trong kết quả của Ferraz và cộng sự (2013) [156]. Các tác giả đã báo cáo rằng $Q_G = 4500 \text{ L/h}$ giúp đạt được hiệu quả xử lý gần 99% sau 24 giờ với K_{La} là $0,18 \text{ h}^{-1}$ trong khi phải mất 12 ngày để đạt mức η tương tự chỉ với $0,0154 \text{ h}^{-1}$ của K_{La} . So với quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước thải mô phỏng, K_{La} là $0,0032 \text{ s}^{-1}$ đạt được ở tỷ lệ $Q_G/Q_L = 2910$ cao hơn so với kết quả của nước thải mô phỏng ở phần trước và so với Yuan và cộng sự (2016) [128] sử dụng thiết bị HiGee dạng đệm nằm ngang. Hàm lượng chất rắn lơ lửng trong nước thải chăn nuôi cao hơn so với nước thải tổng hợp. Do đó, có thể cần một lượng khí cấp vào nhiều hơn để đạt được K_{La} tương đương do thành phần này có thể tích tụ trên bề mặt đệm làm ảnh hưởng tới khả năng tiếp xúc của hai pha khí-lỏng.

d, Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải Q_L

Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải chăn nuôi đối với η và K_{La} tại $Q_G = 216 \text{ L/phút}$ được trình bày trong Hình 3.4. Kết quả chỉ ra rằng cả η và K_{La} đều phụ thuộc đáng kể vào sự thay đổi của Q_L từ 0,05 đến 0,20 L/phút. Đối với hiệu quả xử lý η , Q_L tăng từ 0,05 L/phút đến 0,20 L/phút làm suy giảm η từ 70% xuống 35% ở cả hai mức $\omega = 900$ và 1200 rpm. Q_L cao hơn làm tăng tải lượng nước thải, giảm tỷ lệ Q_G/Q_L dẫn đến η thấp hơn.



Hình 3.8. Ảnh hưởng của Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3 từ nước thải chăn nuôi

($Q_G = 216$ L/phút, $pH_i = 11$, $\omega = 900$ rpm và 1200 rpm, $C_{Li} = 657$ mg/L)

Việt và cộng sự. (2021) cũng thảo luận rằng lưu lượng nước lớn hơn có thể gây ra sự xáo trộn phân bố chất lỏng bên trong lớp đệm dẫn đến quá trình stripping không ổn định [130]. Nguyên và cộng sự. (2016) cũng tuyên bố rằng hệ quả của lưu lượng nước thải lớn hơn là làm giảm thời gian lưu chất lỏng và hệ số stripping, dẫn đến η suy giảm [128]. Ngược lại, hiệu quả truyền khối có xu hướng tăng lên khi tăng lưu lượng nước thải. Cụ thể, khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,20 L/phút, giá trị K_{La} tăng mạnh từ $0,0014 \text{ s}^{-1}$ lên $0,0022 \text{ s}^{-1}$ tại 900 rpm và $0,0016 \text{ s}^{-1}$ lên $0,0026 \text{ s}^{-1}$ tại 1200 rpm. Mặc dù Q_L cao hơn làm giảm η , nhưng tốc độ chuyển khối thực tế khối pha lỏng theo thời gian có thể được cải thiện đáng kể do tổng khối lượng NH_3 -N được chuyển vào pha khí trên một đơn vị thời gian sẽ cao hơn. Sự khác biệt xu hướng giữa η và K_{La} cho thấy rằng việc lựa chọn điều kiện vận hành, đặc biệt là lưu lượng nước (Q_L) rất quan trọng khi vận hành thực tế. Giá trị K_{La} cao hơn còn phản ánh thời gian cần thiết cho tuần hoàn nước thải ngắn hơn trong một đơn vị thiết bị HP2R. Hơn nữa, nồng độ amoni cao hơn trong pha khí cùng với lưu lượng khí thích hợp có thể được tối ưu cho quá trình thu hồi amoni.

Bảng 3.2. So sánh các phương pháp xử lý NH₃-N nồng độ cao trong nước thải chăn nuôi lợn

Phương pháp	Loại nước thải	C _{Li} NH ₃ -N (mg/L)	Kích thước thiết bị	Điều kiện thí nghiệm				η (%)	K _{La}	TLTK
				HRT (h)	Hóa chất phụ trợ	T _{Li} (°C)	Q _G /Q _L			
Stripping sử dụng HP2R	Nước thải chăn nuôi lợn	657 ± 101	d = 16,6 cm Z _B = 3,9 cm V _B = 0,774 L	~14s	NaOH pH = 11	30	4150	73.29	11,88 h ⁻¹	Nghiên cứu này
	Nước thải tổng hợp	1000 ± 100	d = 16,6 cm Z _B = 3,9 cm V _B = 0,774 L	~14s	NaOH pH = 12	30	3052	74.9	16,92 h ⁻¹	
Stripping sử dụng RPB	Nước thải tổng hợp	1000	V _B = 0,4 L	~4s	NaOH pH = 11	30	1600	69	13,32 s ⁻¹	Yuan và cộng sự [128]
Stripping sử dụng hệ phun gia nhiệt	Nước thải chăn nuôi lợn	611 ± 8	V _{bê} = 5 L	264 h	NaOH pH = 9	55	-	97.11	0,297 h ⁻¹	Cao và cộng sự [164]
Stripping sử dụng thiết bị cột tiếp xúc	Nước thải chăn nuôi lợn lần phân	3,39 g/kg (phân tươi) 3,68 g/kg (sau kị khí)	d = 5 cm h = 97,5 cm V = 1,913 L	4 h (chế độ tuần hoàn)	NaOH pH = 12	80	75	98.8% (Phân tươi) 96% (Nước thải)	1,2 h ⁻¹ (Phân tươi) 0,83 h ⁻¹ (Nước thải)	Bonmati và Flotats (2003) [80]
Kết tủa struvite điện hóa	Nước thải chăn nuôi lợn	426 ± 21	Bể phản ứng 1L	2h	Vẩy magie HCl/NaOH pH = 9	-	-	>90%	-	Huang và cộng sự (2016) [165]

Bảng 3.2 trình bày sự so sánh về hiệu suất loại bỏ amoni từ nước thải chăn nuôi lợn và các nghiên cứu trước đó. Các phương pháp được đề cập bao gồm phương pháp tách amoni bằng stripping và kết tủa struvite là hai phương pháp phù hợp để loại bỏ và thu hồi amoni từ dòng thải có nồng độ cao. Ở tỷ lệ Q_G/Q_L cao hơn, khoảng 4150, giá trị η của nghiên cứu này (73,29%) tương đương với hiệu suất của quá trình stripping từ nước thải tổng hợp [128]. Kết quả này cho thấy một lượng không khí lớn hơn là cần thiết để loại bỏ amoni từ nước thải có chứa tạp chất rắn như nước thải chăn nuôi lợn hoặc thậm chí phân lợn tươi. So với tháp stripping truyền thống, thiết bị HP2R có giá trị K_{La} vượt trội đáng kể ($11,88 \text{ h}^{-1}$), cao hơn gấp 10 lần so với cột có kích thước lớn hơn ($0,83 \text{ h}^{-1}$) của Bonmati và Flotats (2003) [80]. Kết quả thu được thậm chí tốt hơn hệ thống phun gia nhiệt tiên tiến của Cao và cộng sự trong quá trình loại bỏ amoni từ nước thải chăn nuôi lợn ($K_{La} = 0,297 \text{ h}^{-1}$) [164]. Mặc dù giá trị η của nước thải chăn nuôi khi stripping với HP2R thấp hơn so với phương pháp kết tủa struvite điện hóa của Huang và cộng sự (2016) [165]. Nhưng trong ứng dụng thực tế, hiệu suất η bằng phương pháp stripping với HP2R có thể được cải thiện nhờ tăng thời gian lưu (HRT) với lượng hóa chất tiêu thụ thấp và quá trình vận hành đơn giản hơn nhiều lần.

Tiểu kết mục 3.1.2: Thí nghiệm trên đã đánh giá hiệu quả stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước thải chăn nuôi lợn sau biogas bằng công nghệ stripping sử dụng thiết bị HP2R. Hiệu suất stripping (η) dao động 33–78% với $\text{pH}_i = 11$, tốc độ quay 900–1200 rpm. Hệ số chuyển (K_{La}) đạt 5,04–13,68 h^{-1} , cao hơn so với tháp đệm truyền thống ($1,2 \text{ h}^{-1}$) và hệ thống phun gia nhiệt ($0,297 \text{ h}^{-1}$). Nước thải chăn nuôi yêu cầu lưu lượng khí cấp lớn hơn so với nước thải mô phỏng để đạt hiệu suất stripping và hệ số chuyển khối tương tự. Ở pH cao, phát hiện muối carbonate và chất rắn đồng kết tủa có nguy cơ gây tắc nghẽn, nhưng hệ thống có thể loại bỏ cặn bẩn dễ dàng khi vận hành ở tốc độ quay $>900 \text{ rpm}$.

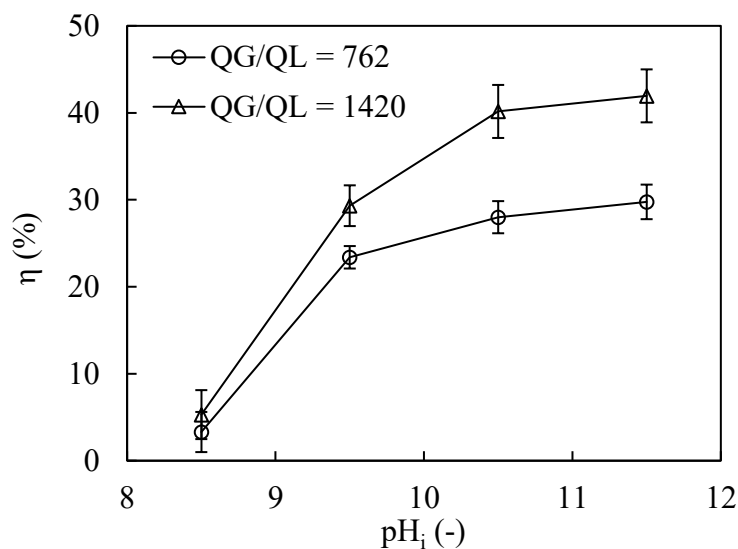
3.1.3. Kết quả khảo sát stripping amoni bằng thiết bị HP2R với nước rỉ rác

Tương tự với nước thải chăn nuôi, các yếu tố ảnh hưởng như pH_i , ω , tỉ lệ Q_G/Q_L , Q_L sẽ được khảo sát trong thí nghiệm với nước rỉ rác. Tuy nhiên, các ngưỡng pH_i sẽ được lựa chọn khu trú để tìm ra ngưỡng tối ưu hơn từ 9,5 đến 11,5. Tương tự như nước thải chăn nuôi, thành phần TSS và các tạp chất rắn có thể hình thành trước và trong quá trình stripping, ω vẫn sẽ được khảo sát tới 1200 rpm. Do tăng tỷ lệ Q_G/Q_L ở thí nghiệm nước thải chăn nuôi không đem lại nhiều hiệu quả, do đó, ngưỡng Q_G/Q_L thấp hơn sẽ được khảo sát với nước rỉ rác. Bên cạnh đó, do nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ trong nước rỉ rác cao hơn

so với nước thải mô phỏng, số vòng tuần hoàn stripping được khảo sát sẽ tăng lên 5 vòng so với 3 vòng. Vì nước rỉ rác được xác định là đối tượng nước thải chứa nồng độ amoni rất cao, lượng phát sinh lớn và đang gây nhiều khó khăn cho các hệ thống stripping hiện hữu tại các cơ sở xử lý nước thải, các thông số vận hành của thiết bị HP2R sẽ được khảo sát toàn diện hơn nhằm phục vụ tính toán hiệu suất dự đoán đối với đối tượng này để xác định tiềm năng ứng dụng của công nghệ trên thực tế.

a, Ảnh hưởng của pH_i

Ảnh hưởng của điều kiện pH_i của nước rỉ rác đến quá trình stripping amoni bằng thiết bị HP2R được trình bày trong Hình 3.9. Ảnh hưởng của điều kiện pH_i của nước rỉ rác đến quá trình stripping amoni bằng thiết bị HP2R được trình bày trong Hình 3.9. Ở điều kiện vận hành không đổi $Q_G/Q_L = 1420$ và $\omega = 600$ rpm, η của quá trình stripping NH_3 -N từ nước rỉ rác tăng đáng kể từ 4,86% lên 41,95% khi pH_i thay đổi từ 8,5 lên 11,5. Xu hướng tăng cũng tương tự (3,15% đến 29,76%) được ghi nhận ở mức $Q_G/Q_L = 762$. Mức tăng đáng chú ý của η (3,15% đến 23,39% và 4,86% đến 29,32%) được ghi nhận trong khoảng pH_i từ 8,5 đến 9,5 cho cả hai Q_G/Q_L lần lượt là 762 và 1420.



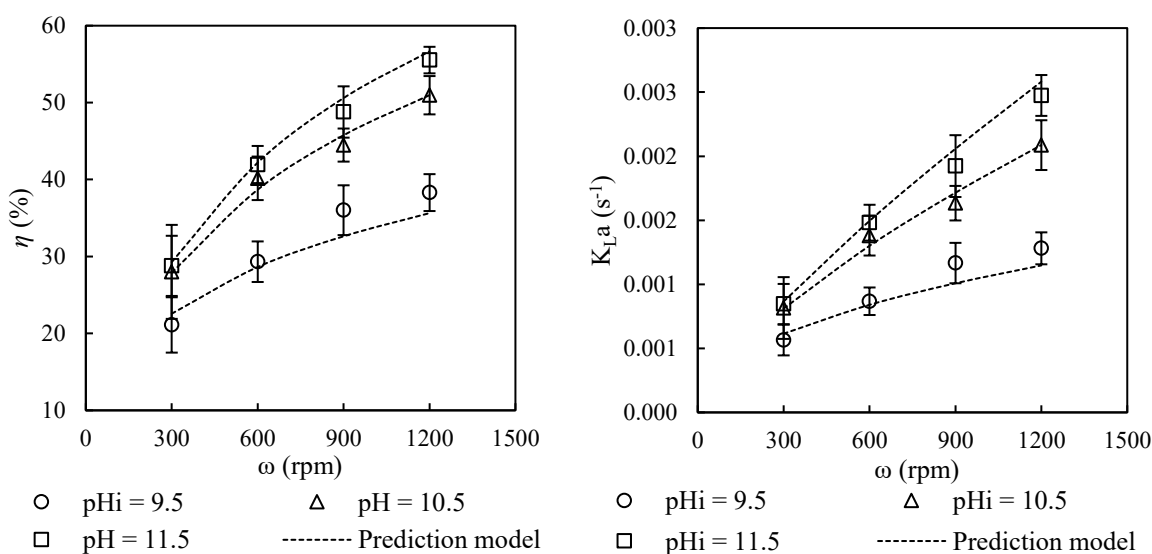
Hình 3.9. Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả stripping NH_3 -N từ nước rỉ rác ($C_{Li} = 1399$ mg/L, $Q_L = 0.1$ L/phút, $\omega = 600$ rpm).

Đây là hệ quả của sự chuyển dịch NH_3 theo cấp số mũ trong các mẫu nước rỉ rác ở độ pH cao hơn. Sự hình thành theo hàm mũ gần đạt đến sự cân bằng ở pH 10,5 và 11,5 khi η dần dần chạm ngưỡng 40,16 % và 41,95 %. Tác dụng tương tự của pH đối với quá trình loại bỏ NH_3 -N đã được công nhận rõ ràng trong các nghiên cứu trước đây bằng cách sử dụng tháp stripping đối với nước thải tổng hợp và nước thải thực tế [86, 88,

156]. Kết quả khảo sát tại đối với nước thải mô phỏng cho thấy pH_i tối ưu là trên 11. Tuy nhiên, ở điều kiện stripping tương tự $\omega = 600$ và Q_G/Q_L là 762 sử dụng cùng thiết bị HP2R, giá trị η của mẫu nước rỉ rác bãi chôn lấp ở pH_i 11,5 (29,76 %) thấp hơn một chút so với kết quả trước đó của mẫu nước mô phỏng tại pH 11 (38,70 %). Haslina và cộng sự. (2021) giải thích rằng đặc tính phức tạp của nước rỉ rác có thể là yếu tố khiến hiệu quả xử lý NH_3-N thấp hơn so với nước thải mô phỏng [166]. Ngoài ra, các tinh thể kết tủa được phát hiện trong các mẫu nước rỉ rác đầu ra có pH_i từ 9,5 đến 11,5. Sự hình thành muối cacbonat từ các hydroxit kim loại (theo phương trình 3.1 và 3.2) hiện có trong các mẫu nước rỉ rác sau quá trình stripping có thể là nguyên nhân của hiện tượng này [167]. Các muối cacbonat kết tủa này có thể tích tụ một phần trên bề mặt lưới thép, dẫn đến bề mặt tiếp xúc với chất lỏng-khí thấp hơn so với bề mặt của nước thải tổng hợp, và do đó làm giảm giá trị η của quá trình stripping NH_3 trong các mẫu nước rỉ rác.

b, Ảnh hưởng của tốc độ quay ω

Hình 3.10 mô tả sự phụ thuộc của η và K_{La} vào ω ở điều kiện vận hành $Q_G = 142$ L/phút, $Q_L = 0,1$ L/phút và pH_i từ 9,5 đến 11,5. Trong thí nghiệm này, $pH_i = 8,5$ được lược bỏ do hiệu quả xử lý stripping là không đáng kể. Tương tự như kết quả thu được ở các phần trước với nước thải mô phỏng và nước thải chăn nuôi, η và K_{La} của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác có xu hướng tăng lên khi tốc độ quay thay đổi từ 300 đến 1200 rpm ở cả ba mức pH_i . Đặc biệt, ở $pH_i = 11,5$, giá trị η tăng xấp xỉ hai lần (từ 28,78% lên 55,53 %) và K_{La} tăng ba lần (từ 0,0008 s^{-1} lên 0,0024 s^{-1}) khi ω thay đổi từ 300 đến 1200 rpm.



Hình 3.10. Ảnh hưởng của ω đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác ($C_{Li} = 1399$ mg/L, $Q_G = 142$ L/phút, $Q_L = 0.1$ L/phút)

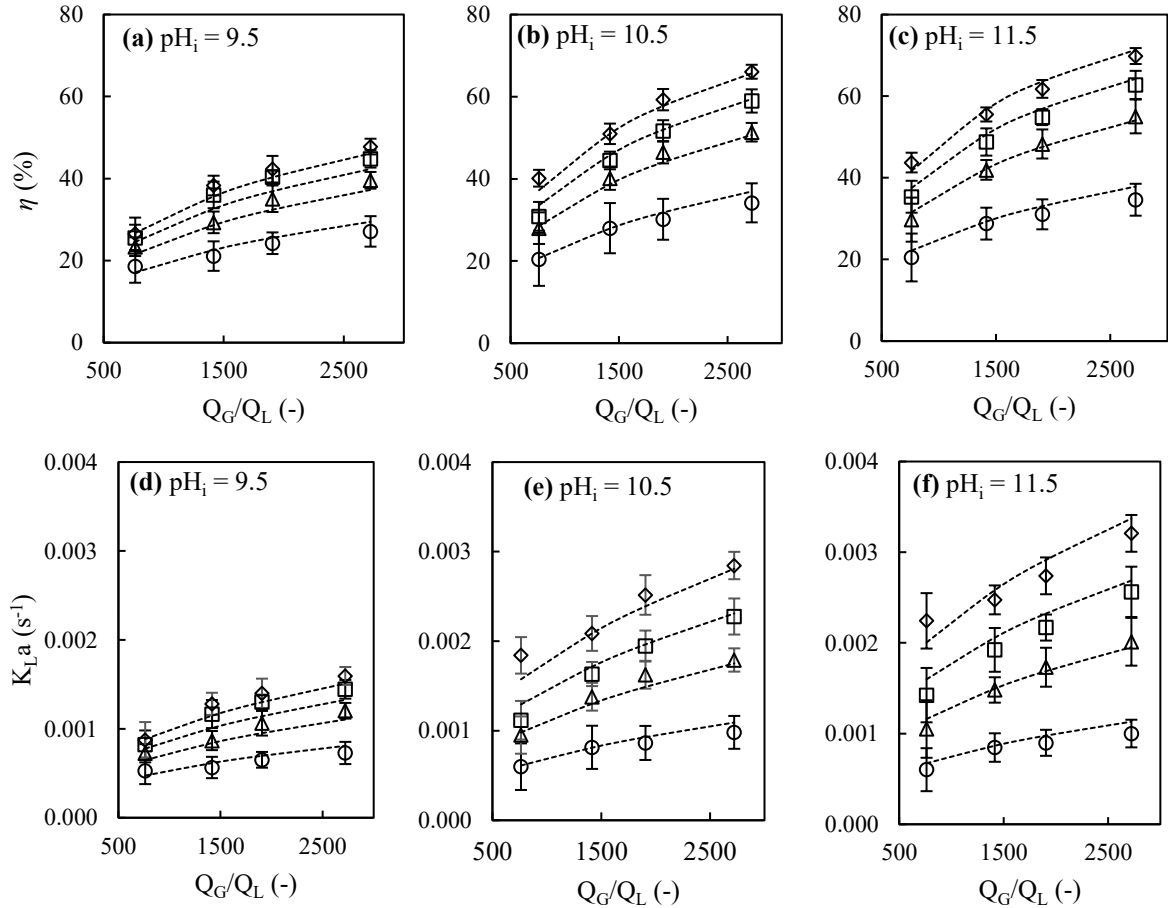
Tác động tích cực của tốc độ quay đối với quá trình stripping NH_3 là kết quả của lực ly tâm tăng cường tạo điều kiện cho dòng chảy màng và dòng chảy giọt nhỏ hình thành dọc theo bề mặt đệm [118]. Do đó, bề mặt tiếp xúc giữa hai pha lỏng-khí được cải thiện giúp tăng cường K_{La} ở pH_i là 11, điều này đã được thảo luận toàn diện bởi Yuan và cộng sự (2016) [128, 129]. Trong nghiên cứu này, tốc độ quay cao hơn thậm chí còn có thể cải thiện η và K_{La} ở pH thấp như 9,5. Ở pH_i là 9,5, η tăng từ 22,10 % lên 38,31% trong khi K_{La} tăng gấp đôi từ $0,0006 \text{ s}^{-1}$ lên $0,0013 \text{ s}^{-1}$. Cần lưu ý rằng hàm lượng chất rắn trong các mẫu nước rỉ rác đầu ra có phần nhiều hơn trong mẫu ở tốc độ quay trên 900 rpm. Từ đó, có thể ghi nhận một lợi ích khác của ω cao hơn là khả năng loại bỏ cặn bẩn rắn ra khỏi vật liệu đệm giúp tránh được hiện tượng tắc nghẽn nào trong quá trình vận hành.

Thông thường, độ pH_i cần thiết cho nước thải trước khi stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ phải đạt ít nhất là 11 để đảm bảo tỷ lệ NH_3 tối đa cho quá trình stripping [88, 128, 129, 156]. Tuy nhiên, trong vận hành thực tế, việc điều chỉnh pH về 11 cho một lượng lớn nước thải như nhà máy xử lý nước rỉ rác sẽ là gánh nặng kinh tế cho chủ đầu tư do tiêu thụ hóa chất lớn. Tuy nhiên, ở thông số vận hành không đổi là $Q_G = 1420 \text{ L/phút}$, $Q_L = 0,1 \text{ L/phút}$ và ω là 900 rpm, η của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác có pH_i ở 9,5 (36,02 %) gần như tương đương với hiệu suất của loại bỏ NH_3 từ nước thải mô phỏng ở $\text{pH} = 10,8$ (40%) sử dụng tháp stripping sau 1 giờ [86]. K_{La} tương ứng ở $\text{pH}_i = 9,5$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$ của quá trình stripping trong thí nghiệm này ($0,0012 \text{ s}^{-1}$) thậm chí còn cao gấp 10 lần so với K_{La} thu được bởi Ferraz và cộng sự (2014) ở pH 11,5 ($0,0001 \text{ s}^{-1}$) [156]. Do đó, sự thiếu hụt hóa chất hoặc hạn chế của Q_G trong quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác ở quy mô thực tế có thể được bù đắp bằng cách tăng tốc độ quay của thiết bị HP2R để đảm bảo hiệu quả loại bỏ mong muốn.

c, Ảnh hưởng của tỷ lệ Q_G/Q_L

Kết quả khảo sát ảnh hưởng của tỉ lệ Q_G/Q_L tại $Q_L = 0,1 \text{ L/phút}$ tới hiệu suất stripping và hệ số chuyển khối tổng quát được thể hiện trong Hình 3.11. Với lưu lượng nước rỉ rác (Q_L) không đổi là $0,10 \text{ L/phút}$, việc tăng tỷ lệ Q_G/Q_L giúp cải thiện đáng kể hiệu suất xử lý amoni (η) và hệ số truyền khối (K_{La}) ở các điều kiện tốc độ quay (ω) và pH ban đầu (pH_i) khác nhau. Ở $\text{pH}_i = 11,5$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$, η tăng mạnh từ $35,4 \pm 3,9\%$ lên $62,8 \pm 3,4\%$ khi tỷ lệ Q_G/Q_L tăng từ 762 lên 2722 (Hình 3.11c). Đồng thời, K_{La} cũng gần như tăng gấp đôi (từ $0,0014 \pm 3,0 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ lên $0,0026 \pm 2,8 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$) (Hình 3.11f).

Tác động tích cực của việc tăng lưu lượng khí lên quá trình stripping NH_3 cũng đã được Ferraz và cộng sự (2013) ghi nhận khi sử dụng tháp stripping có quy mô pilot [156]. Nghiên cứu này cho thấy rằng với $Q_G = 4500 \text{ L/h}$ ($Q_G/Q_L = 150$), hiệu suất loại bỏ amoni đạt 97% ($K_{La} = 0,18 \text{ h}^{-1}$) sau 20 giờ, trong khi phải mất 12 ngày ($K_{La} = 0,0154 \text{ h}^{-1}$) để đạt hiệu suất tương tự với $Q_G = 1600 \text{ L/h}$ ($Q_G/Q_L = 53$) [156]. Yuan và cộng sự (2016) cũng ghi nhận sự gia tăng hiệu suất stripping amoni từ 36,8% ($K_{La} = 0,00188 \text{ s}^{-1}$) lên 76,0% ($K_{La} = 0,00473 \text{ s}^{-1}$) khi tỷ lệ Q_G/Q_L tăng từ 600 lên 1800 ở $\text{pH}_i = 11$ và $\omega = 900 \text{ rpm}$ trong quá trình xử lý nước thải mô phỏng bằng thiết bị HiGee [129]. Sự thay đổi của η và K_{La} ở từng mức pH_i cũng được mô hình dự đoán thể hiện rõ ràng (đường đứt nét) tính toán từ phương trình (2.13) và (2.14). Việc tăng Q_G/Q_L giúp tăng hiệu quả stripping amoni do lượng không khí sạch cấp vào lớn hơn, làm tăng hệ số stripping và thúc đẩy tốc độ chuyển $\text{NH}_3\text{-N}$ vào pha khí. Ngoài ra, tỷ lệ Q_G/Q_L cao hơn giúp giảm thời gian lưu của pha khí-lỏng, làm tăng tốc độ làm mới bề mặt tiếp xúc, từ đó tăng cường chuyển khối trong quá trình stripping [128]. Hiệu ứng tương tự cũng được ghi nhận trong nghiên cứu stripping ClO_2 của Việt và cộng sự (2021), khi K_{La} tăng từ 0,0085 lên 0,010 s^{-1} với Q_G/Q_L thay đổi từ 1000 lên 10000 [130]. Tuy nhiên, ngay cả với tỷ lệ Q_G/Q_L cao (2722), hiệu suất stripping với nước rỉ rác ($\eta = 62,8\%$, $K_{La} = 0,0027 \text{ s}^{-1}$) vẫn thấp hơn không đáng kể so với khảo sát đối với nước thải tổng hợp ($\eta = 65,6\%$, $K_{La} = 0,0030 \text{ s}^{-1}$) ở mức Q_G/Q_L thấp hơn (2130). Tốc độ quay cao giúp loại bỏ nhanh chóng các chất rắn ra khỏi đệm, nhưng tăng Q_G làm tăng vận tốc dòng khí bên trong lớp vật liệu có thể làm chậm tốc độ loại bỏ chất rắn. Do đó, có thể hiểu rằng hiệu suất stripping từ nước rỉ rác có thể thấp hơn so với nước thải tổng hợp không chứa chất rắn.



Hình 3.11. Ảnh hưởng của tỉ lệ Q_G/Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác ($C_{Li} = 1399$ mg/L, $Q_L = 0,1$ L/phút).

Ký hiệu: $\omega = 300$ rpm ($\circ$), $\omega = 600$ rpm (Δ), $\omega = 900$ rpm ($\square$), $\omega = 1200$ rpm ($\diamond$).

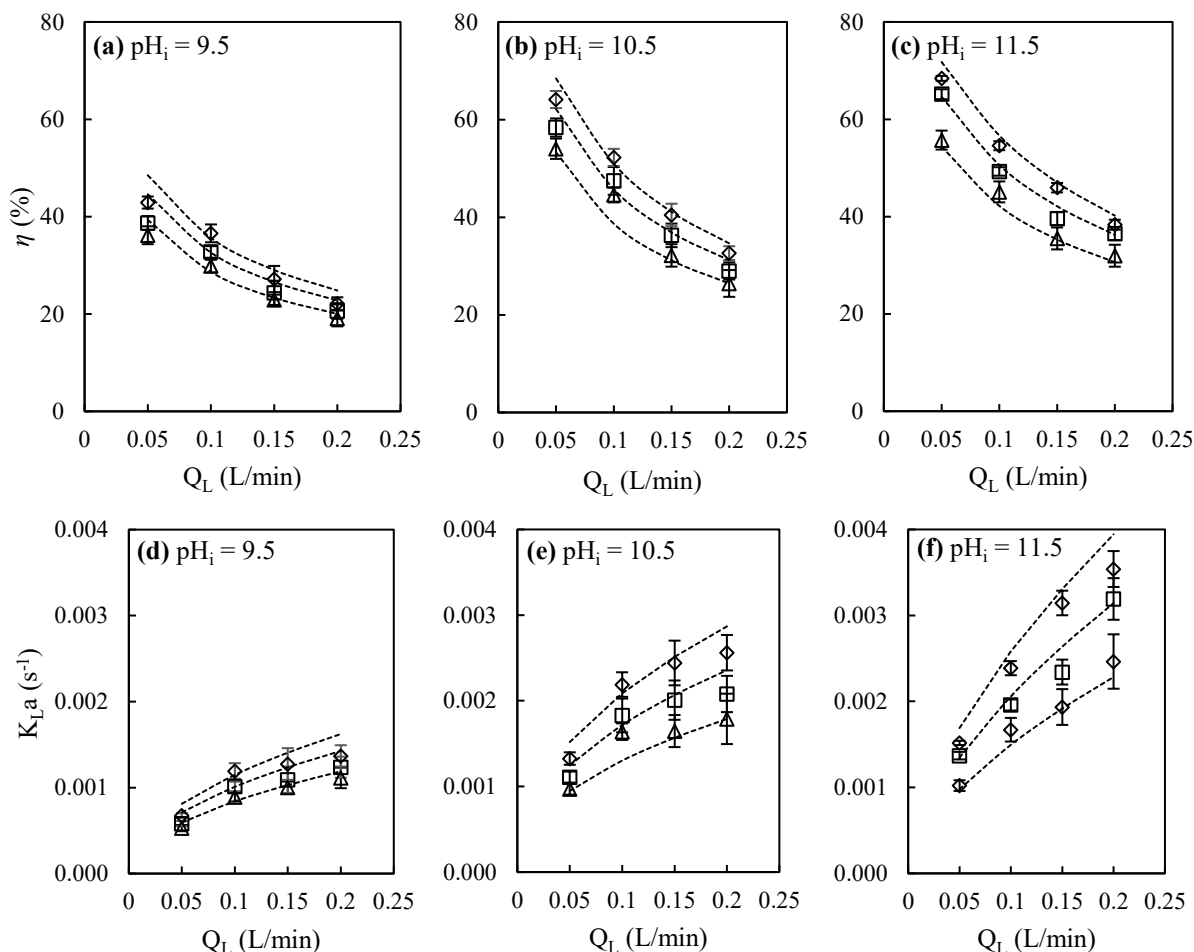
Ngoài các nghiên cứu trước đó về nước thải tổng hợp, ảnh hưởng của Q_G/Q_L đến quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác cũng được đánh giá với pH_i thay đổi từ 9,5 đến 11,5. Khi Q_G/Q_L tăng từ 762 lên 2722, mức gia tăng η và K_{La} cũng phụ thuộc vào ω và pH_i . Cụ thể, tại $pH_i = 9,5$, η tăng từ $18,6 \pm 4,0\%$ lên $27,1 \pm 3,7\%$ (tăng 8,5%) khi ω tăng từ 300 lên 1200 rpm (Hình 3.11a). Mức cải thiện η cũng lớn hơn khi pH_i tăng từ 9,5 lên 10,5. Với $\omega = 900$ rpm và Q_G/Q_L từ 762 lên 2722, η tăng 28,1% (từ $30,9\% \pm 3,5\%$ lên $59,0 \pm 2,8\%$) ở $pH_i = 10,5$, cao hơn mức $19,3\%$ ở $pH_i = 9,5$ (từ $25,5 \pm 3,2\%$ lên $44,8 \pm 2,2\%$) (Hình 3.11a,b). Tuy nhiên, xu hướng gia tăng gần như tương tự ở $pH_i = 11,5$, khi η chỉ tăng 27,4% (từ $35,4 \pm 3,9\%$ lên $62,8 \pm 3,5\%$) (Hình 3.11c). Ở $\omega = 900$ rpm, mức cải thiện K_{La} tại $pH_i = 9,5$, 10,5 và 11,5 lần lượt là $0,0006$ s^{-1} (từ $0,0008 \pm 1,6 \times 10^{-4}$ s^{-1} lên $0,0014 \pm 1,0 \times 10^{-4}$ s^{-1}), $0,0012$ s^{-1} (từ $0,0011 \pm 2,2 \times 10^{-4}$ s^{-1} lên $0,0023 \pm 2,0 \times 10^{-4}$ s^{-1}), và $0,0011$ s^{-1} (từ $0,0014 \pm 3,0 \times 10^{-4}$ s^{-1} lên $0,0025 \pm 2,8 \times 10^{-4}$ s^{-1}) (Hình 3.11d, e, f). Các nghiên cứu về stripping NH_3-N thường ưu tiên duy trì $pH \geq 11$ để tối đa hóa sự chuyển

đổi NH_4^+ thành NH_3 tự do, từ đó đạt hiệu suất xử lý cao nhất [166]. Tuy nhiên, với tốc độ quay cao hơn và tỷ lệ Q_G/Q_L lớn, thiết bị HP2R có thể duy trì hiệu suất stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ ngay cả khi pH ban đầu thấp hơn 11. Đáng chú ý, ở điều kiện vận hành $\omega = 900$ rpm và $Q_G/Q_L = 2722$ tại $\text{pH}_i = 9,5$, η đạt $44,8 \pm 2,2\%$ ($K_{La} = 0,0014 \pm 1,0 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$), tương đương với η ở $\text{pH}_i = 11,5$ ($\eta = 48,3 \pm 3,6\%$, $K_{La} = 0,0021 \pm 2,1 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$) tại $\omega = 600$ rpm và $Q_G/Q_L = 1906$ (Hình 3.11a,c,d,f). Hiệu suất này cũng cao hơn mức 33,8% sau 2 giờ của quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ ở $\text{pH}_i = 11$ với $\text{NH}_3\text{-N}$ ban đầu 830 mg/L và $Q_G/Q_L = 150$ bằng cột hấp phụ do Ferraz và cộng sự (2013) thực hiện [156]. Phát hiện thú vị này cho thấy rằng thiết bị HP2R có tiềm năng mang lại nhiều tùy chọn vận hành cho các nhà máy xử lý nước rỉ rác thực tế. Cụ thể, việc sử dụng năng lượng từ các nguồn tái tạo để duy trì lưu lượng khí tối ưu có thể giúp giảm lượng hóa chất cần thiết để kiềm hóa, từ đó tiết kiệm chi phí trong quá trình stripping amoni bằng HP2R.

d, Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải Q_L

Kết quả khảo sát ảnh hưởng của tỉ lệ Q_L tại $Q_G = 142$ L/phút tới hiệu suất stripping và hệ số chuyển khối tổng quát được thể hiện trong Hình 3.12. Trong phần này, tốc độ quay thấp nhất ($\omega = 300$ rpm) không được thử nghiệm để tránh nguy hiểm tượng nước rỉ rác thoát ra ở ống thoát khí tại cá ngưỡng lưu lượng nước thải cao. Về hiệu suất stripping $\text{NH}_3\text{-N}$, giá trị η giảm khi lưu lượng nước rỉ rác (Q_L) tăng từ 0,05 lên 0,20 L/phút ở tất cả các mức ω và pH_i . Cụ thể, ở $\omega = 900$ rpm, khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,20 L/phút, η giảm gần một nửa ở $\text{pH}_i = 10,5$ (từ $58,4 \pm 1,7\%$ xuống $29,0 \pm 1,8\%$) và $\text{pH}_i = 11,5$ (từ $65,1 \pm 1,0\%$ xuống $36,5 \pm 1,3\%$) (Hình 3.12b, c). Ở $\text{pH}_i = 9,5$, tốc độ giảm chậm hơn (từ $38,7 \pm 1,2\%$ xuống $22,1 \pm 1,3\%$) ở cùng một tốc độ quay (Hình 3.12a). Việc tăng Q_L trong khi giữ Q_G không đổi làm giảm tỷ lệ Q_G/Q_L của hệ thống stripping, dẫn đến giảm hiệu suất stripping $\text{NH}_3\text{-N}$. Tuy nhiên, hệ số chuyển khối (K_{La}) lại có xu hướng tăng khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,20 L/phút. Đặc biệt, ở $\omega = 1200$ rpm, K_{La} tăng đáng kể từ $0,0007 \pm 0,3 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ lên $0,0014 \pm 1,2 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$, từ $0,0013 \pm 0,7 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ lên $0,0026 \pm 2,1 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$, và từ $0,0015 \pm 0,2 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ lên $0,0035 \pm 2,1 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ tại ba mức $\text{pH}_i = 9,5$, 10,5, và 11,5 tương ứng (Hình 3.8d, e, f). Sự gia tăng của K_{La} khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,20 L/phút phản ánh sự cải thiện của hiệu suất stripping amoni theo thời gian. Tuy nhiên, độ phù hợp của mô hình dự đoán (đường đứt nét) thấp hơn so với các ảnh hưởng của ω và Q_G/Q_L , cho thấy rằng sự thay đổi của Q_L đã gây ra một số xáo trộn trong sự phân bố pha lỏng bên trong lớp vật liệu đệm. Trong nghiên cứu của Yuan và cộng sự (2016) với nước

thải mô phỏng, xu hướng tương tự của η (giảm từ 81,4% xuống 41,8%) và K_{La} (tăng từ 0,0026 lên 0,0058 s^{-1}) cũng được ghi nhận khi Q_L tăng từ 0,025 lên 0,1 L/phút ở nhiệt độ 40 °C [128].



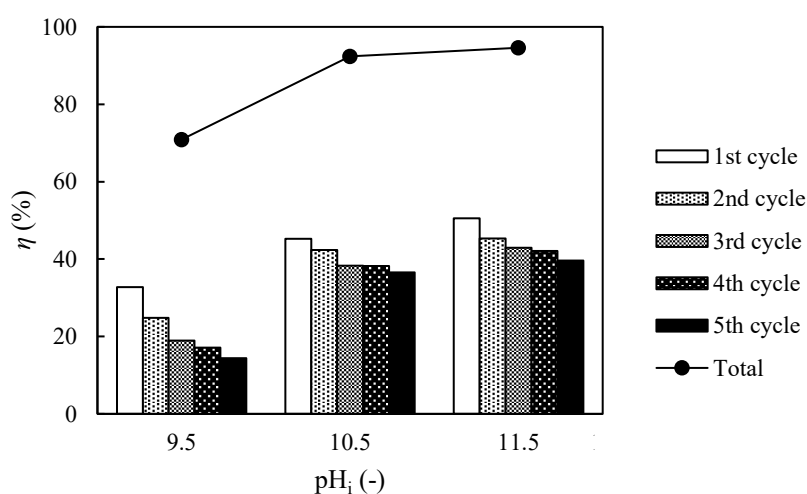
Hình 3.12. Ảnh hưởng của Q_L đến η và K_{La} của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác ($C_{Li} = 1399$ mg/L, $Q_G = 142$ L/phút)

Ký hiệu: $\omega = 300$ rpm ($\circ$), $\omega = 600$ rpm ($\triangle$), $\omega = 900$ rpm ($\square$), $\omega = 1200$ rpm ($\diamond$).

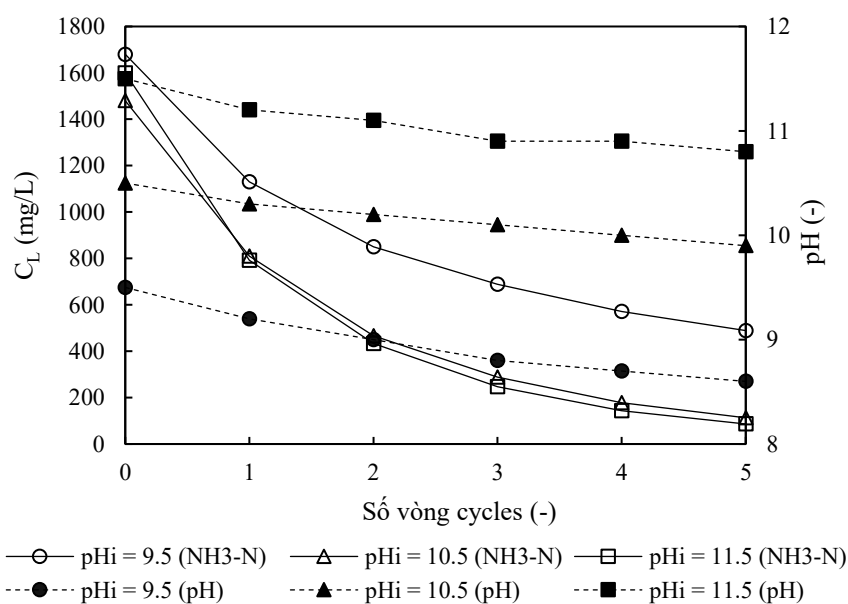
Mặc dù hiệu suất stripping NH_3-N giảm, tốc độ vận chuyển khối lượng NH_3-N bị stripping vào pha khí phụ thuộc nhiều vào lượng nước rỉ được cấp vào hệ thống. Đối với trường hợp stripping có hằng số Henry cao ($H_C = 0,0477$) như ClO_2 , Viet và cộng sự (2021) thậm chí đã ghi nhận K_{La} tăng gần gấp bốn lần (từ 0,007 s^{-1} lên 0,026 s^{-1}) trong khi η vẫn duy trì ở mức rất cao (trên 97%) khi Q_L tăng từ 0,04 lên 0,21 L/phút [130]. Với hằng số Henry thấp hơn ($H_C = 0,000824$), sự thay đổi của Q_L trong khi Q_G không đổi trong quá trình stripping NH_3-N sẽ dẫn đến xu hướng ngược chiều giữa hiệu suất stripping amoni và hiệu suất truyền khối.

e, Ảnh hưởng của các chu kỳ stripping

Trên thực tế, quá trình stripping được diễn ra với dòng nước thải tuần hoàn kéo dài từ vài giờ đến vài ngày để đạt được hàm lượng TN xuống mức thích hợp đảm bảo hiệu suất của quá trình xử lý sinh học tiếp theo [73]. Trong thí nghiệm stripping theo chu kỳ, 2 lít nước rỉ rác được điều chỉnh đến các giá trị pH_i khác nhau (9,5, 10,5 và 11,5), trải qua tổng cộng 5 chu kỳ stripping trong điều kiện vận hành với lưu lượng khí $Q_G = 141$ L/phút, lưu lượng nước $Q_L = 0,1$ L/phút, và tốc độ quay $\omega = 900$ rpm. Mục tiêu của thí nghiệm này là mô phỏng quá trình stripping thực tế từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R tại các mức pH_i khác nhau. Kết quả thí nghiệm được trình bày trong Hình 3.13 và Hình 3.14.



Hình 3.13. Kết quả thí nghiệm stripping NH_3-N từ nước rỉ rác ở chế độ tuần hoàn ($Q_G = 141$ L/phút, $Q_L = 0,10$ L/phút, $\omega = 900$ rpm)



Hình 3.14. Sự thay đổi của nồng độ NH_3-N và pH trong quá trình thí nghiệm stripping NH_3-N tuần hoàn từ nước rỉ rác

Kết quả chỉ ra rằng nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ thấp trong nước rỉ rác đầu ra có thể đạt được nhờ tuần hoàn stripping amoni nhiều lần. Tại $\text{pH}_i = 10,5$ và $11,5$, nồng độ amoni C_L giảm từ 1480 mg/L và 1600 mg/L xuống còn 288 mg/L và 247 mg/L , đây là mức nồng độ amoni chấp nhận được cho quá trình xử lý sinh học [73], sau 3 chu kỳ stripping amoni bằng thiết bị HP2R. Với $Q_L = 0,10 \text{ L/phút}$ và thể tích nước rỉ rác 2L , tổng thời gian cho 3 chu kỳ stripping mất 60 phút để đạt hiệu suất loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ trên 80% tại pH_i với 10,5. Thời gian lưu tổng thể này ngắn hơn đáng kể so với thời gian stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ sử dụng tháp tiếp xúc (4 ngày) để đạt hiệu suất tương tự [156]. Các chu kỳ stripping bổ sung ở lần thứ 5 cho thấy nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ đầu ra trong mẫu nước rỉ rác giảm đáng kể, với giá trị lần lượt là 489 mg/L ($\eta = 70,9\%$), 113 mg/L ($\eta = 92,4\%$) và $86,4 \text{ mg/L}$ ($\eta = 94,6\%$). Đặc biệt, tại $\text{pH}_i = 10,5$, thiết bị HP2R cần 5 chu kỳ (100 phút) để đạt hiệu suất 92,4%, trong khi nghiên cứu của Santos và cộng sự (2020) cần từ 4 đến 9 ngày và độ pH ban đầu = 12 để đạt hiệu suất tương tự khi xử lý $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác bằng tháp stripping [88]. Ngay cả quá trình stripping tại $\text{pH}_i = 9,5$ ($\eta = 70,9\%$ sau 100 phút) cũng được coi là vượt trội hơn đáng kể so với 4 giờ vận hành của tháp stripping quy mô pilot ($\eta = 77,1\%$) với pH ban đầu = 11,0 và nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ là 830 mg/L [156]. Jiang và cộng sự (2022) gần đây cũng báo cáo rằng phương pháp stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ bằng sóng động học (dynamic wave stripping tube) cũng cải thiện khả năng loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ ở mức pH thấp [168]. Trong điều kiện pH (10,5) và nhiệt độ (30°C) tương tự, ống stripping NH_3 bằng sóng động học có thể đạt hiệu suất loại bỏ tương đương (η trên 90%) với thiết bị HP2R trong nghiên cứu này, nhưng lại cần thời gian tuần hoàn dài gấp đôi (200 phút) [168]. Tuy nhiên, hiệu suất của phương pháp stripping amoni khó có thể sánh bằng phương pháp gia nhiệt. Ví dụ, Joao Sprovieri và cộng sự (2020) ghi nhận hiệu suất loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác (mẫu 100 mL chứa 2303 mg/L) đạt từ 95% đến 98% sau 20 phút đun sôi ở 300°C mà không cần điều chỉnh pH [169]. Mặc dù phương pháp gia nhiệt được khuyến khích do tính khả thi trong việc thu hồi amoni, nhưng khó có thể cạnh tranh với phương pháp stripping amoni về tiêu hao năng lượng khi xử lý một lượng lớn nước rỉ rác trong thực tế.

Giữa các chu kỳ stripping amoni, hiệu suất loại bỏ η của chu kỳ sau luôn thấp hơn chu kỳ trước. Từ chu kỳ thứ nhất đến chu kỳ thứ năm, η giảm từ 32,7% xuống 14,4%, từ 45,3% xuống 36,5% và từ 50,5% xuống 39,6% tại $\text{pH}_i = 9,5$, 10,5 và 11,5, tương ứng (Hình 3.13). Xu hướng này là hệ quả của sự giảm pH của mẫu nước rỉ rác

sau mỗi chu kỳ stripping. Dựa trên sự thay đổi của pH theo các chu kỳ, có hai cách tiếp cận được đề xuất kiểm hóa nước rỉ rác trước khi stripping amoni bằng HP2R. Cách tiếp cận truyền thống là nâng pH lên mức cao hơn 10,5 để đảm bảo quá trình loại bỏ amoni diễn ra nhanh chóng. Tuy nhiên, phương pháp này có thể cần thêm bước trung hòa sau xử lý vì pH cao có thể không phù hợp với công đoạn xử lý tiếp theo. Do đó, vì HP2R đạt hiệu suất loại bỏ khá tốt ngay từ chu kỳ đầu tiên ở $pH_i = 9,5$, việc duy trì pH ổn định ở mức này sẽ là phương án lý tưởng hơn về mặt kỹ thuật và kinh tế ($\eta = 88,4\%$ và C_L cuối cùng = 195 mg/L sau 5 chu kỳ). Với thiết bị HP2R, việc duy trì độ kiềm vừa đủ của nước rỉ rác sẽ đảm bảo mục tiêu loại bỏ NH_3-N mong muốn, giảm tiêu hao hóa chất cho quá trình nâng pH và không cần bước trung hòa sau xử lý. Tuy nhiên, hiện tượng gia nhiệt do ma sát tại vòng bi sau thời gian vận hành dài đã được ghi nhận. Vấn đề này có thể được giải quyết bằng cách lắp đặt hệ thống làm mát gián tiếp quanh trục quay trong thiết bị quy mô thực tế.

Kết quả của thí nghiệm tuần hoàn stripping cho thấy hiệu suất xử lý vượt trội với nước rỉ rác trong thời gian ngắn, cũng như sự thay đổi của pH và η sau các chu kỳ stripping amoni. Tuy nhiên, một số yếu tố có thể trở thành điểm nghẽn khi áp dụng HP2R trong thực tế. Thứ nhất, sự ổn định trong quá trình vận hành có thể là một vấn đề lớn khi triển khai HP2R ở quy mô thực tế. Mặc dù độ rung của thiết bị trong phòng thí nghiệm là không đáng kể, nhưng có thể trở nên nghiêm trọng hơn ở tốc độ quay cao (trên 1200 vòng/phút) và gây lo ngại về an toàn khi được lắp đặt trong nhà máy công nghiệp quy mô lớn. Do đó, dù kích thước thiết bị nhỏ hơn so với cột đệm, việc thiết kế và lắp đặt HP2R quy mô lớn cần được thực hiện cực kỳ chính xác để tránh rung lắc trong quá trình vận hành ở tốc độ quay cao. Thứ hai, chi phí điện năng cho HP2R có thể cao hơn so với cột đệm nếu truyền động từ động cơ quay trong hệ thống HP2R không được tối ưu. Ngoài ra, năng lượng cho bơm làm mát cũng cần được tính đến nếu cần tránh quá nhiệt trục quay. Mức tiêu thụ năng lượng bổ sung có thể thay đổi đáng kể tùy theo kích thước và trọng lượng của khối quay ở quy mô thực tế [170].

f, Kết quả tính toán mô hình dự đoán η và K_{La} của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác

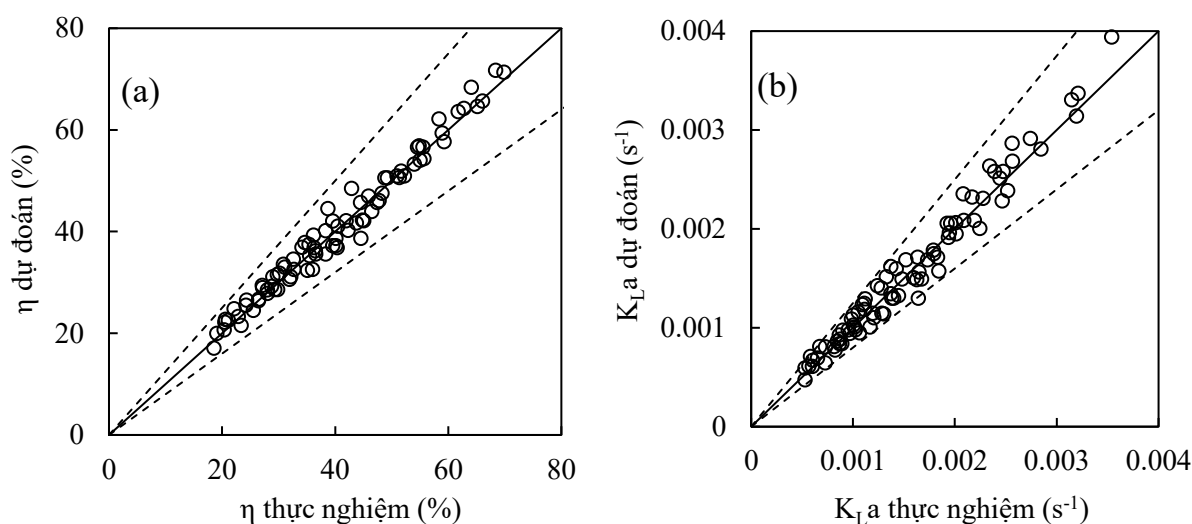
Trong nghiên cứu này, kết quả khảo sát nước rỉ rác đã được sử dụng để tính toán và đưa ra mô hình dự đoán cho K_{La} và η dựa trên các biến số vận hành thu được, các thông số của thiết bị HP2R và các đặc tính của dòng khí và dòng lỏng. Mô hình này đã được sử dụng thành công trong dự đoán K_{La} từ quá trình stripping amoni trong nước thải mô phỏng của Yuan và cộng sự. (2016) [128, 129] và ClO_2 stripping của Viet và cộng sự. (2021) [130] sử dụng thiết bị tiếp xúc li tâm. Trong phạm vi đề tài này, các thông số vận hành gồm Q_G , Q_L và ω để tính toán các hệ số Re_L , Re_G và $Gr_{L,avg}$ tương ứng thông qua phương trình (2.10) – (2.12). Từ đó, xây dựng phương trình tương quan giữa các hệ số trên với giá trị K_{La} thực nghiệm thông qua phương trình (2.13). Kết quả thu được ở các điều kiện pH khác nhau, mô hình dự đoán cho được trình bày theo biểu thức dưới đây:

- Tại $pH_i = 9,5$ ($R^2 = 0,894$): $\frac{K_{La}d_p}{D_{La}p} = 0,236 \times Re_L^{0,5} Re_G^{0,419} Gr_{L,avg}^{0,225}$ (3.3)

- Tại $pH_i = 10,5$ ($R^2 = 0,952$): $\frac{K_{La}d_p}{D_{La}p} = 0,022 \times Re_L^{0,459} Re_G^{0,455} Gr_{L,avg}^{0,341}$ (3.4)

- Tại $pH_i = 11,5$ ($R^2 = 0,997$): $\frac{K_{La}d_p}{D_{La}p} = 0,011 \times Re_L^{0,611} Re_G^{0,408} Gr_{L,avg}^{0,394}$ (3.5)

trong đó d_p là đường kính trung bình của lớp đệm làm từ vật liệu sợi thép SUS304 (0,107 m) và D_L là hệ số khuếch tán chất lỏng phân tử của NH_3 ($1,9 \times 10^{-9} m^2/s$) [171]. Phạm vi của các nhóm không thứ nguyên trong các biểu thức (3.3), (3.4) và (3.5) là $0,10 \leq Re_L \leq 0,38$, $7,61 \leq Re_G \leq 27,19$ và $2,03 \times 10^9 \leq Gr_{L,avg} \leq 3,24 \times 10^{10}$ dưới phạm vi biến thiên của Q_L , Q_G và ω . Các mô hình dự đoán cho thấy độ tương quan khá tốt giữa hệ số chuyển khối tổng quát K_{La} thu được từ thực nghiệm và tính toán từ mô hình dự đoán (R^2 trong khoảng từ 0,894 đến 0,977). Giá trị hiệu suất stripping η dự đoán được tính bằng cách thay giá trị K_{La} dự đoán vào công thức số (2.14). Kết quả được thể hiện tại Hình 3.15.



Hình 3.15. So sánh giữa giá trị thực nghiệm và dự đoán của η (a) và K_{La} (b) của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác.

Đường nét đứt: biên độ dao động $\pm 20\%$.

Các hệ số tính toán từ các phương trình dự đoán từ (3.3) đến (3.5) được thể hiện trong Bảng 3.3.

Bảng 3.3. Các hệ số tính toán từ mô hình dự đoán η và K_{La} của quá trình stripping NH_3-N từ nước rỉ rác.

Các hệ số thuộc mô hình dự đoán	pH_i		
	9,5	10,5	11,5
R^2	0,894	0,952	0,977
η dự đoán (%)	17,1 – 48,5	20,7 – 68,4	22,2 – 71,8
K_{La} dự đoán (s^{-1})	0,0005 – 0,0016	0,0006 – 0,0029	0,0007 – 0,0039
a	0,236	0,022	0,011
Re_L	0,10 – 0,38		
b	0,500	0,459	0,611
Re_G	7,61 – 27,19		
c	0,419	0,455	0,408
$Gr_{L,avg}$	$2,03 \times 10^9 - 3,24 \times 10^{10}$		
d	0,225	0,341	0,394

Ở pH_i 9,5, Q_G và Q_L có ảnh hưởng lớn hơn đến sự thay đổi của K_{La} ($0,0005 - 0,0016 s^{-1}$) so với ω , điều này được phản ánh qua số mũ b (0,500) và c (0,419) của Re_L và Re_G cao hơn so với d (0,225) của $Gr_{L,avg}$ tại phương trình (3.1). Về hồi quy của mô hình pH_i 9,5, giá trị $R^2 = 0,894$, thấp hơn một chút so với tại $pH_i = 10,5$ và 11,5. Nguyên nhân

có thể do sự chuyển dịch của NH_3 tự tại $\text{pH}_i = 9,5$ thiếu ổn định so với nước thải ở $\text{pH}_i = 10,5$ và $11,5$. Ví dụ, ở nhiệt độ 30°C , biến động của tỉ lệ NH_3 tự do được ước lượng khoảng 10% tại $\text{pH } 9,5 \pm 0,1$. Mặt khác, sự biến động này gần như không đáng kể (0,2 đến 2%) với tại $\text{pH } 10,5$ và $11,5$ [172]. Ở pH_i cao hơn, K_{La} phụ thuộc nhiều hơn vào ω với giá trị d tăng lên 0,341 và 0,394 lần lượt tại pH_i 10,5 và 11,5. Ở pH_i cao hơn, sự hiện diện của muối kết tủa và chất rắn tồn tại đáng kể hơn so với ở pH_i 9,5. Do đó, tốc độ quay cao hơn có thể mang lại lợi ích trong việc loại bỏ nhanh tạp chất rắn khỏi lớp đệm, dẫn đến hiệu suất truyền khối tốt hơn so với tốc độ quay thấp. K_{La} cũng được cải thiện 1,8 lần ($0,0006 - 0,0029 \text{ s}^{-1}$) và 2,4 lần ($0,0007 - 0,0039 \text{ s}^{-1}$) khi pH_i tăng lên 10,5 và 11,5. Ngoài ra, tại $\text{pH}_i = 11,5$, K_{La} chủ yếu bị chi phối bởi sự thay đổi của Q_L , với số mũ b của Re_L đạt giá trị cao nhất là 0,611 tại phương trình (3.3). Các số mũ c tại pH_i 9,5, 10,5 và 11,5 lần lượt là 0,419, 0,455 và 0,408. So với quá trình stripping ClO_2 sử dụng RPB ($c = 0,098$) từ Viet et al. (2021), Q_G trong quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác vẫn thể hiện ảnh hưởng đáng kể đến hiệu quả chuyển khối [27]. Tuy nhiên, ảnh hưởng của Q_G đến quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ kém đáng kể hơn so với nghiên cứu sử dụng nước thải mô phỏng tại pH_i 11 bằng RPB của Yuan et al. (2016) [12, 13], trong đó hằng số mũ của Re_G là cao nhất ($0,531 - 0,613$). Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ cao hơn và hàm lượng chất rắn trong mẫu nước rỉ rác so với nước thải mô phỏng có thể góp phần làm tăng ảnh hưởng của Q_L trong quá trình stripping $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước rỉ rác.

Mô hình dự đoán hệ số truyền khối tổng quát (K_{La}) và hiệu suất stripping amoni (η) được xây dựng trong nghiên cứu có ý nghĩa thực tiễn cao trong việc thiết kế và vận hành các hệ thống xử lý khí – lỏng cho quá trình loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ từ nước thải có nồng độ cao như nước rỉ rác, nước thải chăn nuôi hoặc nước thải công nghiệp. Mô hình cho phép dự đoán nhanh hiệu quả truyền khối và hiệu suất stripping theo các thông số vận hành (lưu lượng khí, lưu lượng lỏng và tốc độ quay), từ đó hỗ trợ tối ưu hóa điều kiện vận hành mà không cần thực hiện nhiều thí nghiệm lặp lại. Với giá trị R^2 đạt 0,894–0,977, mô hình thể hiện độ tin cậy cao và khả năng áp dụng rộng trong các điều kiện pH khác nhau. Kết quả cho thấy ảnh hưởng của các yếu tố thủy động học (Re_L , Re_G , $\text{Gr}_{L,\text{avg}}$) được phản ánh rõ trong tương quan với K_{La} , giúp làm sáng tỏ cơ chế truyền khối trong lớp đệm quay. Ngoài ra, mô hình còn có thể mở rộng để dự đoán hiệu suất hấp thụ hoặc stripping các hợp chất khí khác trong các hệ thống tương tự, góp phần giảm chi phí thử nghiệm và nâng cao hiệu quả thiết kế – vận hành thực tế.

Tiêu kết mục 3.1.3: Kết quả thí nghiệm trên đã thể hiện khả năng loại bỏ amoni từ nước rỉ rác bãi chôn lấp bằng thiết bị HP2R. Hiệu suất xử lý cao hơn đáng kể so với tháp stripping, nhưng thấp hơn so với một số nghiên cứu trước trên nước thải mô phỏng do sự xuất hiện của tạp chất rắn trong quá trình stripping. Với các điều kiện vận hành pH_i 9,5–11,5; Q_G 76–272 L/phút; Q_L 0,05–0,20 L/phút; ω 300–1200 rpm ở 30 °C, hiệu suất η đạt 17,1–71,8% và K_{La} 0,0005–0,0039 s⁻¹. HP2R có ưu điểm duy trì hiệu quả loại bỏ với ít hóa chất kiềm hơn nhờ bù bằng tốc độ quay hoặc lưu lượng khí cao. Nhiều chu kỳ stripping có thể nâng tổng η lên 94,6% sau 5 chu kỳ (100 phút) tại pH_i 11,5. Hiện tượng rung lắc thiết bị mạnh ở $\omega > 1200$ rpm sẽ cần phải được khắc phục khi thiết kế thiết bị quy mô lớn.

3.2. Kết quả thực nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R từ nước thải

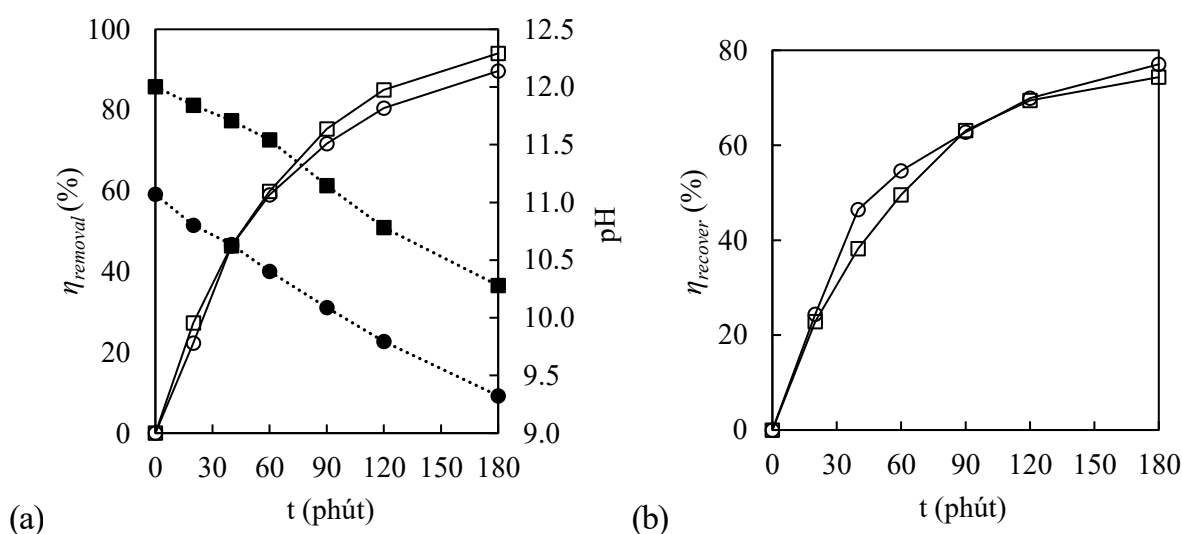
Sau khi thu được các kết quả khảo sát các yếu tố ảnh hưởng và thông số vận hành tối hiệu quả xử lý amoni bằng quá trình stripping sử dụng thiết bị HP2R, nghiên cứu tiếp tục vận hành hệ thiết bị HP2R để xử lý amoni từ nước thải nồng độ cao ở chế độ tuần hoàn kết hợp với bình hấp thụ để khảo sát hiệu quả xử lý kết hợp thu hồi amoni ở chế độ vận hành tối ưu của công đoạn xử lý. Trong phần thực nghiệm này, nước thải mô phỏng và nước rỉ rác được lựa chọn do có nồng độ NH₃-N cao (>1000 mg/L), phù hợp cho mục tiêu xử lý kết hợp thu hồi amoni; trong khi đó, nước thải chăn nuôi có nồng độ thấp hơn (<700 mg/L) nên không được lựa chọn vì hiệu quả kinh tế của hệ thu hồi bằng hấp thụ không cao so với chi phí đầu tư thực tế [104]. Các thông số và điều kiện vận hành tối ưu kế thừa từ thí nghiệm xử lý amoni gồm có $Q_G/Q_L = 1000 - 2000$, $\omega = 900$ rpm, độ pH nước thải trong ngưỡng từ 11 – 12 sẽ được lựa chọn trong xử lý và thu hồi amoni ở chế độ tuần hoàn. Kết quả và thảo luận của thực nghiệm này được trình bày chi tiết như sau:

3.2.1. Kết quả xử lý kết hợp thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R từ nước thải mô phỏng

a, Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả xử lý và thu hồi amoni

Ảnh hưởng của độ pH ban đầu của nước thải đến hiệu quả xử lý và thu hồi NH₃-N trong điều kiện lưu lượng khí $Q_G = 100$ L/phút, lưu lượng nước $Q_L = 0.2$ L/phút ở $pH_i = 11$ và 12 được thể hiện trong Hình 3.16. Hình 3.16a cho thấy với cả hai mức $pH_i = 11$ và 12, hiệu suất xử lý amoni đều tăng dần, $\eta_{removal}$ đạt ngưỡng 89,7% ($pH_i = 11$) và 94,0% ($pH_i = 12$) tại thời điểm 180 phút. Ảnh hưởng pH_i lên hiệu quả stripping NH₃-N được thể hiện qua sự chênh lệch $\eta_{removal}$ tại $pH_i = 12$ ($\eta = 94.0\%$) cao hơn 4,3% so với

$\eta_{removal}$ tại $pH_i = 11$ ($\eta = 89,7\%$) tại cuối thí nghiệm. Sự thay đổi pH của nước thải mô phỏng tại từng thời điểm lấy mẫu cũng được theo dõi và ghi nhận. Kết quả cho thấy, độ pH của nước thải giảm dần khi hiệu suất xử lý tăng lên theo thời gian. Điều này là do các phân tử khí NH_3 được thổi bay khỏi pha lỏng làm giảm độ pH trong nước thải. Sau 180 phút xử lý, độ pH giảm xuống 10,3 từ $pH_i = 12$ và giảm xuống 9,2 từ $pH_i = 11$. Sự thay đổi của độ pH nước thải cũng là yếu tố quan trọng khi thiết lập quá trình stripping trong thực tế, do pH sau xử lý quá cao sẽ dẫn cần được trung hòa cho bước xử lý tiếp theo, nhưng vẫn cần duy trì ở ngưỡng vừa đủ cho quá trình stripping diễn ra hiệu quả.



Hình 3.16. Diễn biến hiệu quả xử lý (a) và thu hồi amoni (b) trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_L = 0,2$ L/phút và $Q_G = 100$ L/phút

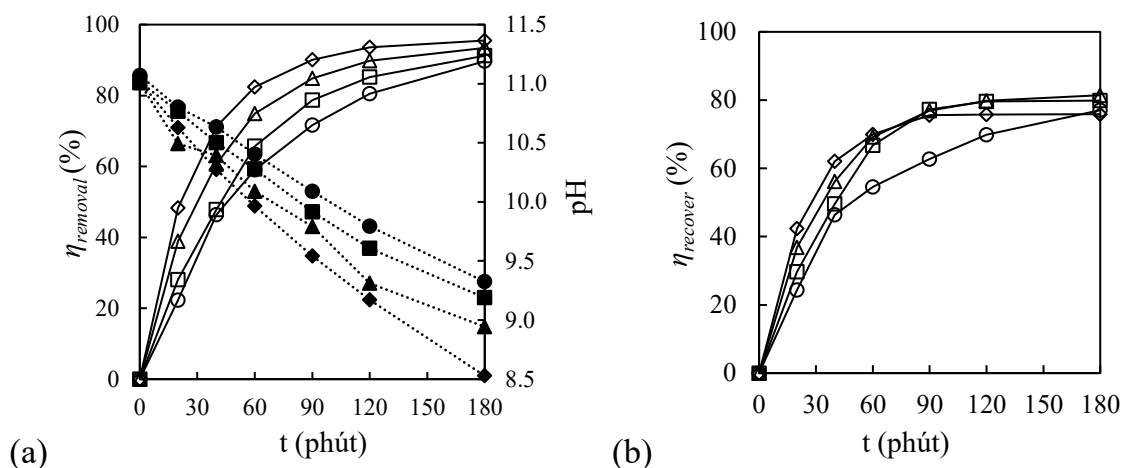
Chú thích: $\eta_{removal}$, $\eta_{recover}$ và pH tại $pH_i = 11$ ($\circ, \bullet$), $pH_i = 12$ ($\square, \blacksquare$).

Ảnh hưởng của pH_i đến hiệu quả thu hồi NH_3-N cũng được đánh giá và thể hiện trong Hình 3.16b. Trái ngược với $\eta_{removal}$, ảnh hưởng của độ pH ban đầu của nước thải có ảnh hưởng không đáng kể đối với $\eta_{recover}$. Cụ thể, hiệu quả thu hồi amoni ở $pH_i = 11$ ($\eta_{recover} = 77,1\%$) chỉ nhỉnh hơn 3% so với $pH_i = 12$ ($\eta_{recover} = 74,3\%$).

b, Ảnh hưởng của Q_G đến hiệu quả xử lý và thu hồi amoni

Kết quả khảo sát ảnh hưởng của lưu lượng khí tới hiệu quả xử lý và độ pH trong nước thải bởi quá trình stripping với $Q_L = 0,2$ L/phút ở $pH_i = 11$ được thể hiện trong Hình 3.17a. Kết quả cho thấy, khi tăng Q_G từ 100 tới 300 L/phút, $\eta_{removal}$ tăng nhanh hơn so với điều kiện Q_G thấp. Cụ thể, tại $t = 60$ phút, sự chênh lệch trong hiệu quả xử lý được thể hiện rõ rệt khi chỉ số này tăng từ 59,0 % đến 82,4% khi Q_G tăng từ 100 đến 300 L/phút. Thời gian để đạt $\eta_{removal} = 90\%$ cũng nhanh hơn đối với các mức lưu lượng khí lớn hơn, cụ thể là 90 phút đối với $Q_G = 300$ L/phút, 120 phút đối với $Q_G = 200$

L/phút, và 180 phút đối với $Q_G = 150$ và 100 L/phút. Hiện tượng này là kết quả của sự gia tăng trong tỉ lệ Q_G/Q_L , dẫn tới lượng khí sạch cho một thể tích nước thải nhất định được tăng lên, cải thiện đáng kể hiệu quả stripping. Sự cải thiện trong hiệu quả stripping cũng được thể hiện trong sự thay đổi pH của nước thải xuyên suốt quá trình. Cụ thể, với $Q_G = 300$ L/phút, độ pH giảm từ 11,0 xuống 8,5, thấp hơn nhiều so với tại $Q_G = 100$ L/phút (11,0 xuống 9,3).



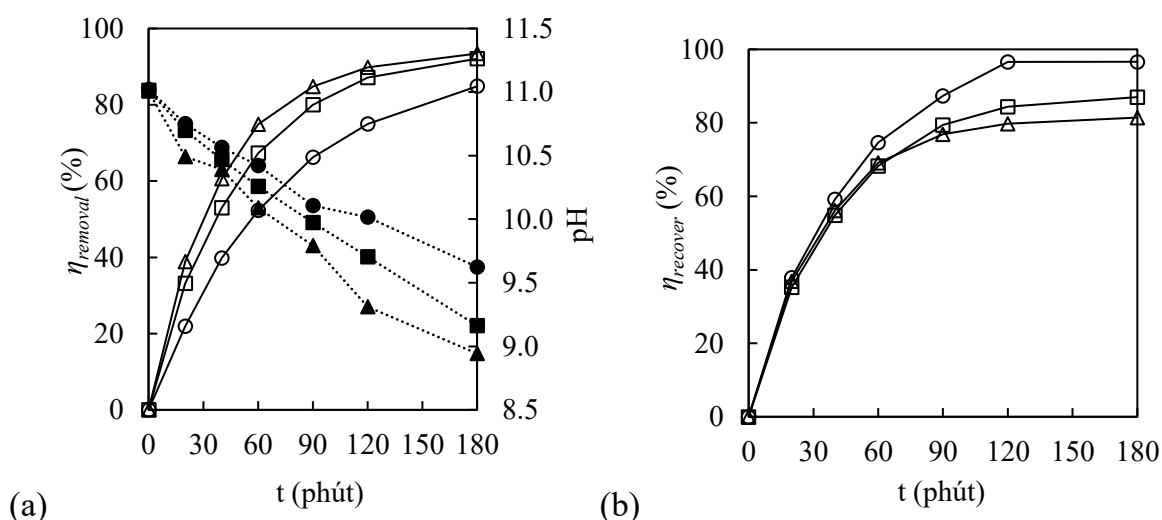
Hình 3.17. Diễn biến hiệu quả xử lý (a) và thu hồi amoni (b) trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_L = 0,2$ L/phút ở $pH_i = 11$

Chú thích: $\eta_{removal}$, $\eta_{recover}$ và pH tại $Q_G = 100$ L/phút (○, ●), $Q_G = 150$ L/phút (□, ■), $Q_G = 200$ L/phút (△, ▲), và $Q_G = 300$ L/phút (◇, ◆)

Ảnh hưởng của Q_G tới $\eta_{recover}$ được thể hiện ở Hình 3.17b. Việc tăng cường Q_G cũng giúp một phần gia tăng tốc độ và $\eta_{recover}$ thông qua hấp thụ. Cụ thể, tại thời điểm $t = 60$ phút, ở lưu lượng khí lớn như 200 và 300 L/phút, hiệu suất thu hồi $\eta = 70\%$, trong khi $Q_G = 100$ L/phút chỉ đạt 54,5%. Tuy nhiên, tại thời điểm 180 phút, hiệu quả thu hồi cao nhất lại được ghi nhận ở $Q_G = 200$ L/phút với $\eta_{recover} = 81,4\%$ và thấp nhất thuộc về $Q_G = 300$ L/phút với $\eta_r = 75,9\%$. Cơ chế thu hồi NH_3 -N trong thí nghiệm này dựa trên hai quá trình vật lý và hóa học. Quá trình vật lý thuộc về sự hấp thụ NH_3 có trong pha khí vào dung dịch hấp thụ. Quá trình hóa học thuộc về phản ứng hóa học giữa NH_3 và H_2SO_4 để tạo nên muối $(NH_4)_2SO_4$. Việc tăng Q_G dẫn đến nồng độ NH_3 trong không khí loãng hơn, có thể giúp quá trình phản ứng giữa NH_3 và H_2SO_4 diễn ra hiệu quả hơn một phần hơn so với dòng khí quá đậm đặc. Hơn nữa, Q_G cao cũng giúp hình thành các bong bóng sục khí dày hơn cũng làm hiệu suất thu hồi tốt hơn. Tuy nhiên, lưu lượng khí quá lớn như tại $Q_G = 300$ L/phút cũng có thể giới hạn hiệu quả hấp thụ vật lý của NH_3 vào dung dịch do thời gian tiếp xúc của khí và nước sẽ ngắn hơn.

c, Ảnh hưởng của Q_L đến hiệu quả xử lý và thu hồi amoni

Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải tới hiệu quả xử lý và độ pH trong nước thải trong quá trình stripping với $Q_G = 200$ L/phút ở $pH_i = 11$ được thể hiện ở Hình 3.18. Hình 3.18a cho thấy $\eta_{removal}$ tăng nhanh khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,10 L/phút, và tăng chậm lại khi $Q_L = 0,20$ L/phút. Cụ thể, tại phút thứ 120, $\eta_{removal}$ tăng từ 75% lên 87,2% khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,10 L/phút, và tăng nhẹ tới 89,8% khi Q_L đạt 0,20 L/phút. Khi tăng lưu lượng nước thải đồng nghĩa với việc tăng tốc độ tuần hoàn nước thải cho quá trình stripping, dẫn tới tăng tốc độ stripping. Sự cải thiện hiệu quả stripping khi tăng lưu lượng cũng được thể hiện qua diễn biến thay đổi pH trong dung dịch nước thải. Cụ thể, mặc dù các thí nghiệm đều bắt đầu ở mức $pH_i = 11$, sau 180 phút, pH giảm xuống còn 8,9 với $Q_L = 0,20$ L/phút, thấp hơn so với $Q_L = 0,05$ L/phút ($pH = 9,6$).



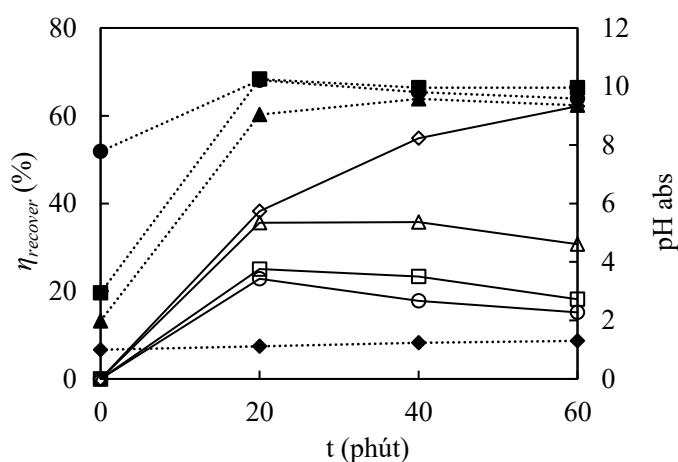
Hình 3.18. Diễn biến hiệu quả xử lý (a) và thu hồi amoni (b) trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_G = 200$ L/phút ở $pH_i = 11$

Chú thích: $\eta_{removal}$, $\eta_{recover}$ và pH tại $Q_L = 0,05$ L/phút ($\circ, \bullet$), $Q_L = 0,10$ L/phút ($\square, \blacksquare$), $Q_L = 0,20$ L/phút ($\triangle, \blacktriangle$).

Ảnh hưởng của Q_L tới $\eta_{recover}$ được thể hiện ở Hình 3.18b. Ngược lại với $\eta_{removal}$, việc tăng Q_L lại hạn chế phần nào $\eta_{recover}$. Cụ thể, tại thời điểm 60 phút, hiệu suất thu hồi ở $Q_L = 0,05$ ($\eta_{recover} = 74,6\%$) cao hơn so với $Q_L = 0,10$ L/phút ($\eta_{recover} = 70,0\%$) và 0,20 L/phút ($\eta_{recover} = 69,2\%$). Thậm chí, tại thời điểm $t = 120$ phút, $\eta_{recover}$ đạt vượt trội ở mức 96,6% tại $Q_L = 0,05$ L/phút, tốt hơn so với $Q_L = 0,10$ L/phút ($\eta_{recover} = 84,4\%$) và $Q_L = 0,20$ L/phút ($\eta_{recover} = 79,8\%$), thể hiện rằng nồng độ NH_3 trong dòng khí sau stripping quá cao với Q_G , thể tích và nồng độ H_2SO_4 cố định cũng có thể hạn chế hiệu quả hấp thụ.

d, Ảnh hưởng của pH dung dịch hấp thụ tới hiệu quả thu hồi amoni

Dù không ảnh hưởng đến hiệu quả xử lý, một yếu tố quan trọng nữa ảnh hưởng đến hiệu quả thu hồi NH_3 đó là độ pH (hay nồng độ axit) trong dung dịch hấp thụ. Trong nghiên cứu này, 4 mức độ pH của dung dịch hấp thụ được lựa chọn gồm có $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 7,8$ (nước máy); 3,0 ($\text{CH}_2\text{SO}_4 = 0,0005\text{M}$); 2,0 ($\text{CH}_2\text{SO}_4 = 0,005\text{M}$); 1,0 ($\text{CH}_2\text{SO}_4 = 0,05\text{M}$) (Hình 3.19). Dung dịch hấp thụ pH 7,8 được lựa chọn để thử nghiệm khả năng sử dụng nước máy thông thường làm dung dịch thu hồi amoni bên cạnh việc sử dụng dung dịch axit ở các nồng độ khác nhau.



Hình 3.19. Ảnh hưởng của pH dung dịch hấp thụ đến hiệu quả thu hồi amoni tại $Q_G = 200 \text{ L/phút}$, $Q_L = 0,20 \text{ L/phút}$, $\text{pH}_i = 11$

Chú thích: η_{recover} và pH_{abs} tại $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 7,8$ ($\circ, \bullet$), $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 3$ ($\square, \blacksquare$), $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 2$ ($\triangle, \blacktriangle$), và $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 1$ ($\diamond, \blacklozenge$)

Kết quả cho thấy nồng độ axit trong dung dịch hấp thụ càng cao thì hiệu suất và nồng độ amoni thu hồi đạt càng cao. Cụ thể, tại độ pH từ 7,5 xuống 2,0, η_{recover} và nồng độ thu hồi chỉ đạt tối đa vào thời điểm 20 phút, cụ thể là $\eta_{\text{recover}} = 22,8\%$ ($C = 383 \text{ mg/L}$), $\eta_{\text{recover}} = 25,1\%$ ($C = 383 \text{ mg/L}$), và $\eta_{\text{recover}} = 35,6\%$ ($C = 504 \text{ mg/L}$). Sau đó, η_{recover} và nồng độ amoni trong dung dịch hấp thụ ở ba mức pH này giảm dần. Cụ thể, tại $\text{pH}_{i,\text{abs}} = 3,0$, η_{recover} (và nồng độ amoni) đạt 25,1% ($C = 383 \text{ mg/L}$) tại 20 phút, sau đó giảm dần xuống 23,3% ($C = 364 \text{ mg/L}$) và 18,13% ($C = 289 \text{ mg/L}$) tại 40 và 60 phút. Lý do dẫn đến hiện tượng này là ở pH dung dịch cao hay nồng độ axit thấp, khi lượng NH_3 đưa về hệ thu hồi quá cao dẫn đến phản ứng hoàn toàn với H_2SO_4 hay thành phần H^+ trong dung dịch hấp thụ và làm tăng nhanh pH trong thời gian đầu của quá trình. Sau đó, khi hệ thống tiếp tục sục khí sẽ thổi bay lượng NH_3 được hấp thụ vật lý mà chưa chuyển dịch về dạng ion NH_4^+ , biểu thị khi pH dung dịch hấp thụ giảm nhẹ về trung tính khi một phần nồng độ

NH_3 đã thoát ra khỏi dung dịch. Ngược lại, với trường hợp nồng độ dung dịch hấp thụ dư thừa như ở $\text{pH}_{\text{i,abs}} = 1$ ($\text{CH}_2\text{SO}_4 = 0.05\text{M}$), η_{recover} và nồng độ amoni thu hồi liên tục tăng theo thời gian và đạt 76,21% (1180 mg/L).

e, Kết quả tính toán mô hình động học quá trình xử lý và thu hồi amoni từ nước thải mô phỏng

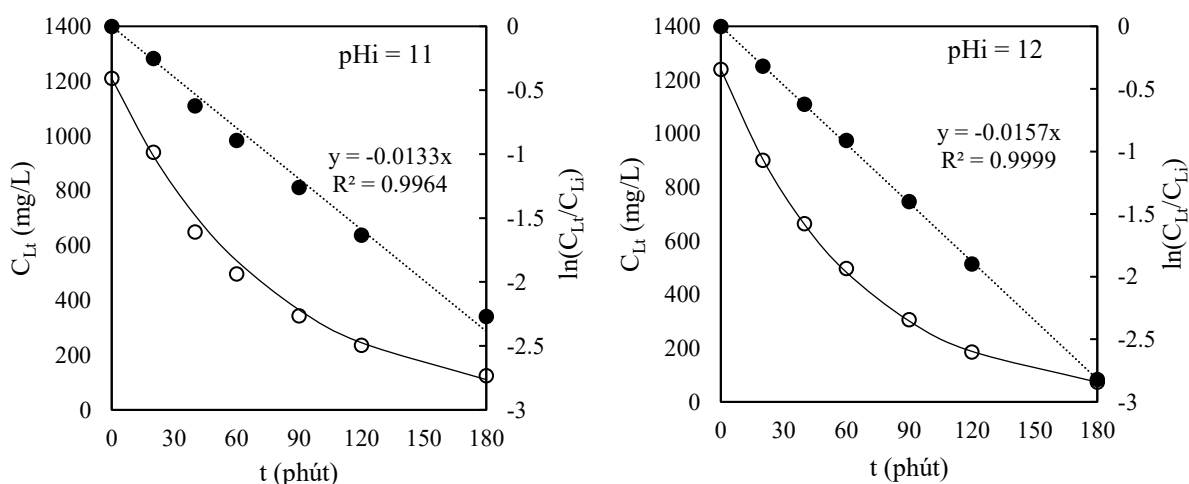
Ảnh hưởng của pH

Dựa vào kết quả thực nghiệm, mô hình động học phản ứng bậc 1 cho quá trình xử lý amoni theo mẻ ở hai điều kiện $\text{pH}_{\text{i}} = 11$ và 12 được tính toán và thể hiện tại phương trình (3.6), (3.7) và Hình 3.20:

- $\text{pH}_{\text{i}} = 11$ ($R^2 = 0,99$): $C_{\text{Lt}} = 1210 \times e^{-0,0133t}$ (3.6)

- $\text{pH}_{\text{i}} = 12$ ($R^2 = 0,99$): $C_{\text{Lt}} = 1240 \times e^{-0,0157t}$ (3.7)

Hằng số tốc độ tính theo phút k (min^{-1}) ở hai điều kiện pH 11 và 12 lần lượt là $0,0133 \text{ min}^{-1}$ và $0,0157 \text{ min}^{-1}$. Hằng số k ở $\text{pH}_{\text{i}} 12$ có phần nhỉnh hơn do độ pH của nước thải phản ứng được duy trì ở mức cao hơn (11 ~ 12) trong suốt quá trình phản ứng so với mức pH 11 (10 ~ 11). Ở điều kiện $Q_{\text{G}}/Q_{\text{L}} = 500$ như tại nghiên cứu này, mức hằng số tốc độ k ($0,0133 \sim 0,0157 \text{ min}^{-1}$) vượt trội hơn đáng kể (xấp xỉ 5 lần) thí nghiệm stripping amoni từ nước rỉ rác sử dụng cột tiếp xúc ở $Q_{\text{G}}/Q_{\text{L}} = 150$ ($k = 0,18 \text{ h}^{-1} = 0,003 \text{ min}^{-1}$) trong nghiên cứu của Ferraz và cộng sự [156].



Hình 3.20. Diễn biến nồng độ amoni trong nước thải qua quá trình stripping với $Q_{\text{G}} = 100 \text{ L/phút}$ và $Q_{\text{L}} = 0,2 \text{ L/phút}$ ở các mức pH khác nhau

Chú thích: C_{Lt} (○), $\ln(C_{\text{Lt}}/C_{\text{Li}})$ (●). Đường liền: mô hình phản ứng động học bậc 1.

Độ hồi quy của hai mô hình động học cho cả pH 11 và 12 đều rất cao ($R^2 = 0,99$). Sự thích hợp trong mô tả số liệu thực nghiệm của mô hình động học bậc 1 còn được thể

hiện trong Hình 3.20 với đường mô hình (nét liền) có sự tương đồng rất tốt với số liệu thực nghiệm (○). Sự phù hợp của mô hình động học phản ứng bậc một với quá trình stripping amoni cũng đã được ghi nhận trong các nghiên cứu trước đây của Zhang và cộng sự trong xử lý amoni từ nước thải chăn nuôi [173].

Ảnh hưởng của lưu lượng khí

Dựa vào kết quả thực nghiệm, mô hình động học phản ứng bậc 1 cho quá trình xử lý amoni theo mẻ ở các chế độ Q_G khác nhau được tính toán và thể hiện trong phương trình (3.8) – (3.11) và Hình 3.21 như sau:

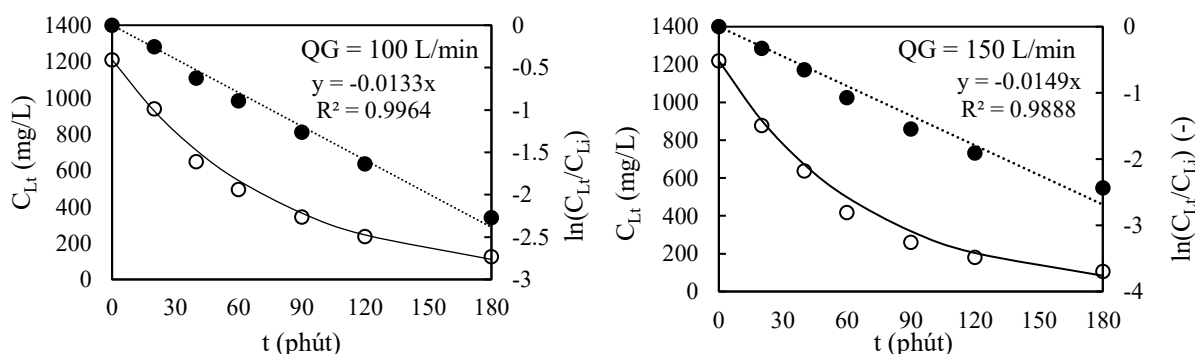
- $Q_G = 100 \text{ L/phút}$ ($R^2 = 0,99$): $C_{Lt} = 1210 \times e^{-0,0133t}$ (3.8)

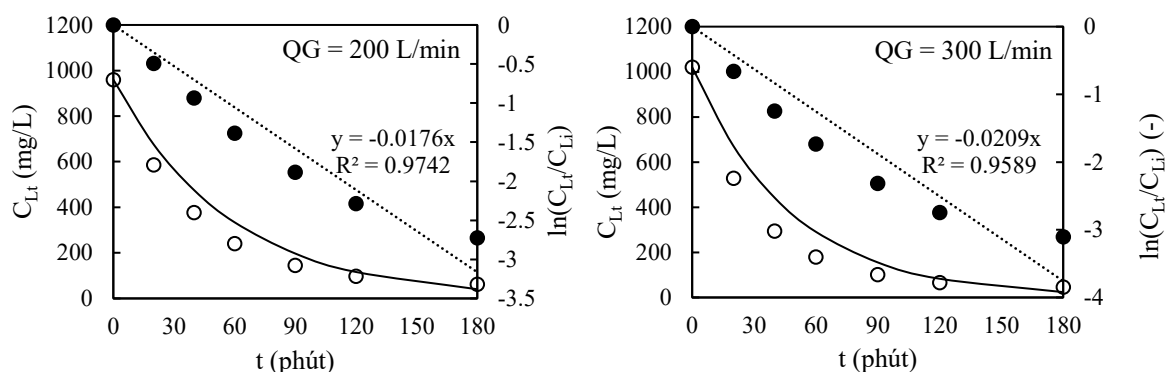
- $Q_G = 150 \text{ L/phút}$ ($R^2 = 0,98$): $C_{Lt} = 1220 \times e^{-0,0149t}$ (3.9)

- $Q_G = 200 \text{ L/phút}$ ($R^2 = 0,97$): $C_{Lt} = 960 \times e^{-0,0176t}$ (3.10)

- $Q_G = 300 \text{ L/phút}$ ($R^2 = 0,96$): $C_{Lt} = 1020 \times e^{-0,0209t}$ (3.11)

Kết quả cho thấy khi tăng lưu lượng gió ở các mẻ stripping amoni, hằng số k tăng dần từ $0,0133 \text{ min}^{-1}$ đến $0,0209 \text{ min}^{-1}$ khi Q_G tăng từ 100 – 300 L/phút. Sự cải thiện hằng số tốc độ k trong mô hình động học bậc 1 là do sự tăng cường không khí sạch trong quá trình stripping làm tăng đáng kể hằng số tốc độ k và hiệu suất xử lý amoni. Ferraz và cộng sự cũng đã ghi nhận sự sụt giảm đáng kể của giá trị này ($0,18 \text{ h}^{-1}$ xuống $0,0154 \text{ h}^{-1}$) khi lưu lượng gió giảm từ 4500 L/h xuống 1600 L/h [156]. Độ hồi quy cũng có sự giảm nhẹ (R^2 từ 0,99 xuống 0,96) khi lưu lượng gió tăng từ 100 – 300 L/min trong mô hình động học bậc 1. Hiện tượng này có thể là do sự thiếu ổn định của dòng khí và nước thải phân phối bên trong đệm xoay. Sự tương thích giữa mô hình động học và số liệu thực nghiệm cũng được mô tả trong Hình 3.21. Có thể thấy được ở lưu lượng gió càng cao thì đường liền của mô hình càng dịch chuyển lên trên so với kết quả thực tế do sự thiếu ổn định của dòng khí và nước thải phân phối bên trong đệm xoay.





Hình 3.21. Diễn biến nồng độ amoni trong nước thải qua quá trình stripping với $\text{pH}_i = 11$ L/phút và $Q_L = 0,1$ L/phút ở các mức Q_G khác nhau

Chú thích: C_{Lt} (○), $\ln(C_{Lt}/C_{Li})$ (●). Đường liền: mô hình phản ứng động học bậc 1
Ảnh hưởng của lưu lượng nước

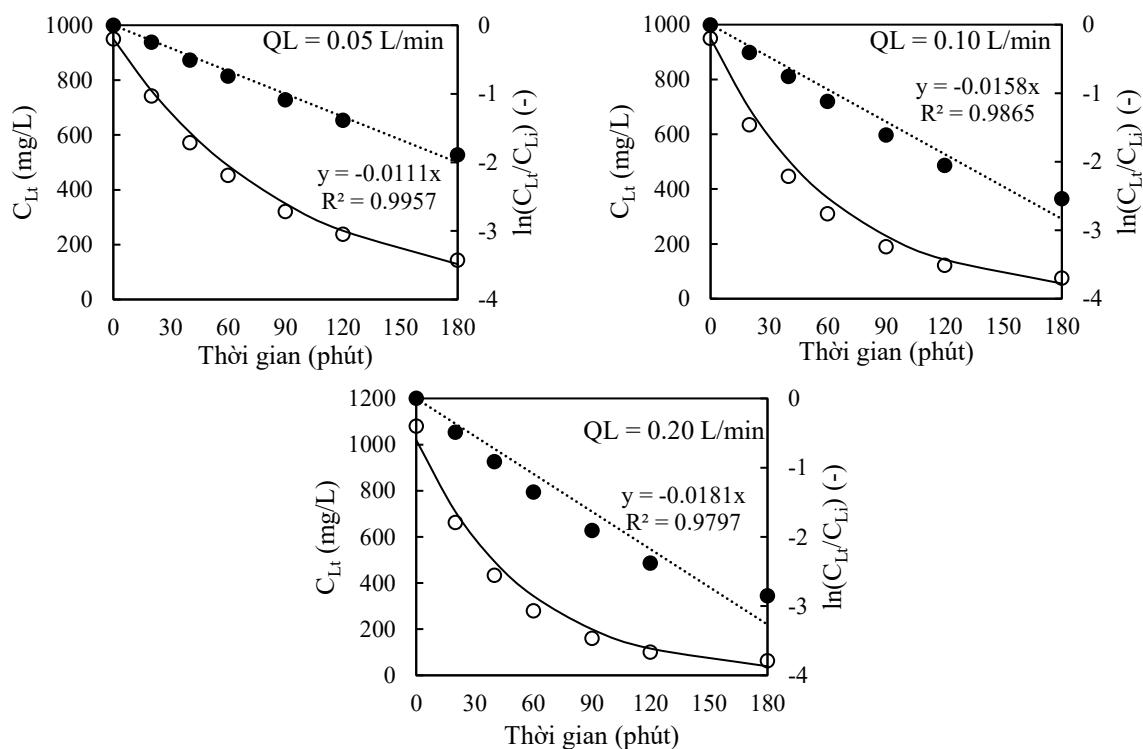
Dựa vào kết quả thực nghiệm, mô hình động học phản ứng bậc 1 cho quá trình xử lý amoni theo mẻ ở các chế độ Q_L khác nhau được tính toán và thể hiện tại phương trình (3.12) – (3.14) và Hình 3.22 như sau:

- $Q_L = 0,05$ L/phút ($R^2 = 0,99$): $C_{Lt} = 950 \times e^{-0,0111t}$ (3.12)

- $Q_L = 0,10$ L/phút ($R^2 = 0,98$): $C_{Lt} = 1220 \times e^{-0,0158t}$ (3.13)

- $Q_L = 0,20$ L/phút ($R^2 = 0,97$): $C_{Lt} = 1080 \times e^{-0,0181t}$ (3.14)

Tương tự như ảnh hưởng của Q_G , hằng số tốc độ động học bậc 1 k cũng tăng dần khi lưu lượng nước thải tuần hoàn tăng lên. Cụ thể, k tăng từ $0,011 \text{ min}^{-1}$ lên $0,0181 \text{ min}^{-1}$ khi lưu lượng nước tuần hoàn tăng từ 0.05 lên 0.20 L/min. Điều này có thể được giải thích tương tự như sự gia tăng K_{La} ở thí nghiệm xử lý amoni tiếp diễn mục 3.1 (hình 3.2 và 3.3). Sự gia tăng trong lưu lượng nước thải sẽ dẫn đến gia tăng tải lượng amoni tham gia vào stripping trong một đơn vị thời gian dẫn đến hằng số tốc độ của quá trình được cải thiện. Hơn nữa, trong thí nghiệm mẻ, việc tăng lưu lượng nước thải sẽ giúp rút ngắn khoảng thời gian giữa các vòng tuần hoàn trong mẻ từ đó cải thiện tốc độ của cả mẻ thí nghiệm. Độ hồi quy cũng có sự giảm nhẹ (R^2 từ 0,99 xuống 0,97) khi lưu lượng nước thải tăng từ 0,05 – 0,20 L/min trong mô hình động học bậc 1. Hiện tượng này cũng đến từ sự thiếu ổn định sự phân tán nước thải bên trong đệm xoay ở lưu lượng nước thải lớn. Sự tương thích giữa mô hình động học và số liệu thực nghiệm cũng được mô tả trong Hình 3.22.



Hình 3.22. Diễn biến nồng độ amoni trong nước thải qua quá trình stripping với $pH_i = 11$ L/phút và $Q_G = 200$ L/phút ở các mức Q_L khác nhau

Chú thích: C_{Lt} (○), $\ln(C_{Lt}/C_{Li})$ (●). Đường liền: mô hình phản ứng động học bậc 1

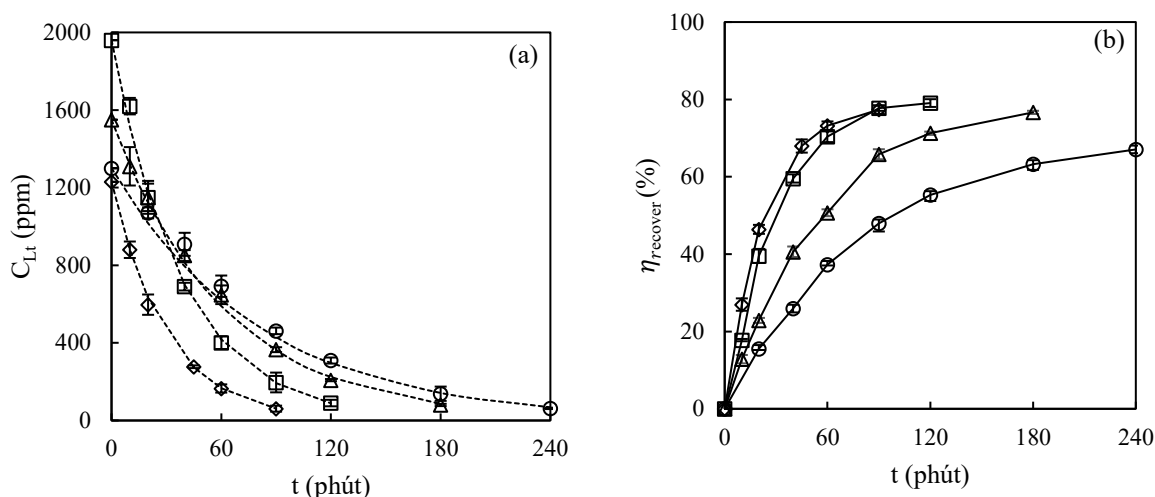
Tiểu kết mục 3.2.1: kết quả xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước thải mô phỏng sử dụng thiết bị HP2R cho thấy pH ban đầu = 12 đạt hiệu suất xử lý cao (pH 12: 94,0%; pH 11: 89,7%) nhưng pH = 11 cho hiệu suất thu hồi tốt hơn (77,1% so với 74,3%). Tăng lưu lượng khí giúp pha loãng NH_3 , cải thiện phản ứng với H_2SO_4 , nhưng quá lớn ($Q_G = 300$ L/phút) làm giảm thời gian tiếp xúc, hạn chế hấp thụ. Tăng lưu lượng nước từ 0,05 lên 0,20 L/phút nâng hiệu suất xử lý từ 75% lên 89,8%, nhưng hiệu suất thu hồi giảm dần (74,6% → 69,2%). Kết quả cho thấy cần tối ưu đồng thời pH, lưu lượng khí và lưu lượng nước để đạt hiệu quả xử lý – thu hồi amoni cao nhất.

3.2.2. Kết quả xử lý kết hợp thu hồi amoni từ nước rỉ rác

a, Ảnh hưởng của Q_G đến hiệu quả xử lý và thu hồi NH_3-N

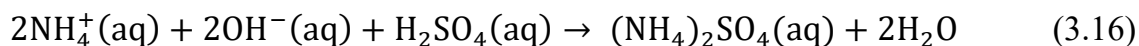
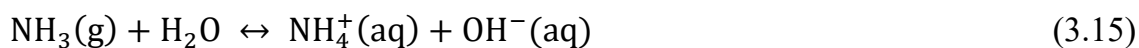
Ảnh hưởng của lưu lượng khí (Q_G) đến hiệu suất loại bỏ và thu hồi amoni từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R được minh họa trong Hình 3.23. Về khả năng loại bỏ NH_3-N , kết quả cho thấy tốc độ loại bỏ NH_3-N được cải thiện đáng kể khi lưu lượng khí tăng lên. Cụ thể, tại $Q_L = 0,2$ L/phút và $T_{Li} = 30^\circ C$, ít nhất 240 phút tuần hoàn nước rỉ rác với $Q_G = 50$ L/phút là cần thiết để đạt khoảng 95% hiệu suất stripping (Hình 3.23). Tuy nhiên, thời gian tuần hoàn này giảm đáng kể xuống còn 180, 120 và 90 phút

khi Q_G tăng lên 100, 200 và 300 L/phút, tương ứng. Trong nghiên cứu này, sự thay đổi của Q_G từ 50 đến 300 L/phút với Q_L không đổi ở mức 0,2 L/phút tương ứng với tỷ lệ Q_G/Q_L từ 250 đến 4500. Trong các nghiên cứu trước đây về việc sử dụng cột đệm để stripping amoni, thời gian stripping ngắn hơn khi Q_G/Q_L cao hơn đã được ghi nhận trong quá trình xử lý nước rỉ rác [88, 156]. Dos Santos và cộng sự (2020) ghi nhận rằng thời gian lưu nước rỉ rác trong cột stripping amoni quy mô thí điểm để đáp ứng tiêu chuẩn xả thải của Brazil (dưới 20 mg/L) giảm từ 216 giờ xuống 168 giờ khi Q_G/Q_L tăng gấp đôi từ 45 lên 90 [88]. Thời gian này thậm chí giảm 12 lần (từ 12 ngày xuống còn 1 ngày) khi Q_G thay đổi từ 1.600 L/giờ lên 4.500 L/giờ trong nghiên cứu của Ferraz và cộng sự [156]. Các nghiên cứu trước đây về quá trình stripping NH_3 không tuân hoàn bằng thiết bị HiGee cho thấy tỷ lệ Q_G/Q_L cao hơn dẫn đến thời gian tiếp xúc khí-lỏng ngắn hơn nhưng đồng thời làm tăng tốc độ làm mới bề mặt tiếp xúc, từ đó cải thiện đáng kể quá trình truyền khối khí-lỏng trong quá trình stripping amoni [128]. Kết quả thực nghiệm ở phần 3.1 cũng đã ghi nhận hiệu suất stripping tăng từ 42,2% lên 62,8% và hệ số truyền khối K_{La} tăng từ $0,0014\text{ s}^{-1}$ lên $0,0026\text{ s}^{-1}$ trong quá trình stripping không tuân hoàn với nước rỉ rác. Do đó, hiệu ứng này có thể là nguyên nhân dẫn đến thời gian tuần hoàn nước rỉ rác ngắn hơn ở Q_G/Q_L cao hơn trong nghiên cứu này. Sự thay đổi của pH trong nước rỉ rác cũng được ghi nhận trong suốt quá trình thí nghiệm và được minh họa trong Hình 3.25. Giá trị pH của nước rỉ rác đều giảm từ 11,5 xuống dưới 10,8 khi nồng độ NH_3 -N đầu vào C_{Lt} giảm xuống dưới 100 ppm ở các mức lưu lượng khí khác nhau, ngoại trừ trường hợp $Q_G = 300\text{ L/phút}$ (pH = 10,95 tại $t = 90$ phút). Sự giảm pH của nước rỉ rác là do sự stripping NH_3 cũng như sự hấp thụ CO_2 từ không khí xung quanh. Hiện tượng này cũng được ghi nhận trong các thí nghiệm trước ở mục 3.1. Thí nghiệm với $Q_G = 300\text{ L/phút}$ được thực hiện ở nồng độ NH_3 -N đầu vào thấp nhất (1230 mg/L) và thời gian stripping ngắn nhất. Do đó, mức độ giảm pH do sự stripping NH_3 và sự hấp thụ CO_2 đã được giảm thiểu.

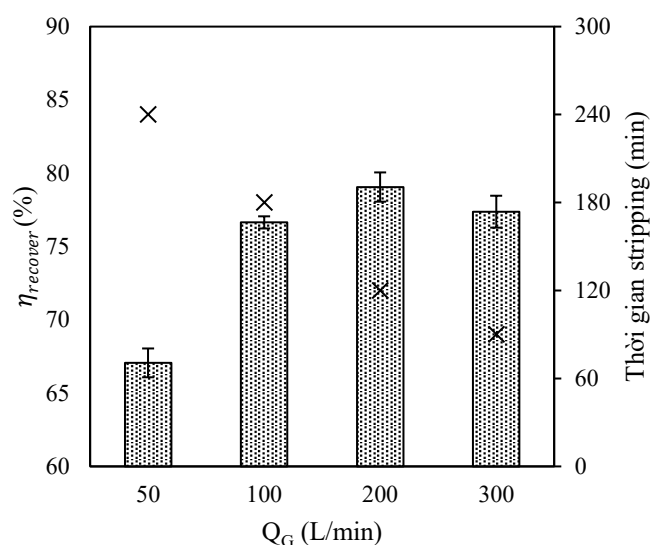


Hình 3.23. Ảnh hưởng của Q_G tới hiệu quả xử lý (a) và thu hồi (b) amoni từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R ($Q_L = 0,2$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C)
 Ký hiệu: $Q_G = 50$ L/phút (○), $Q_G = 100$ L/phút (△), $Q_G = 200$ L/phút (□), $Q_G = 300$ L/phút (◇)

Về quá trình thu hồi amoni, sự phụ thuộc của hiệu suất thu hồi vào hiệu suất loại bỏ là điều không thể phủ nhận khi tổng thời gian cần thiết để đạt được η_r cuối cùng tương ứng với tổng thời gian tuần hoàn nước rỉ rác (Hình 3.23b). Tuy nhiên, sự thay đổi của Q_G cũng cho thấy một mức độ ảnh hưởng nhất định đến η_r cuối cùng. Cụ thể, η_r tăng đáng kể từ $67,1 \pm 1,00\%$ lên $79,0 \pm 0,67\%$ khi Q_G tăng từ 50 L/phút lên 200 L/phút, nhưng giảm nhẹ xuống $77,4 \pm 1,09\%$ ở $Q_G = 300$ L/phút (Hình 3.23a, 3.1%). Sự biến đổi của $\eta_{recover}$ có thể được lý giải bởi sự thay đổi của thời gian lưu khí, chế độ sục khí và nồng độ NH_3 -N trong pha khí khi Q_G thay đổi. Khi lưu lượng khí lớn hơn, thời gian lưu của khí có thể bị hạn chế, nhưng đồng thời tạo ra điều kiện phân tán thuận lợi trong bộ hấp thụ, giúp tăng cường quá trình truyền khối của quá trình hấp thụ. Lập luận này cũng đã được thảo luận trong thí nghiệm thu giữ CO_2 của Gul và Un (2022), trong đó khả năng hấp thụ CO_2 tăng nhẹ từ 66,27 lên 74,71 g CO_2 /kg khi lưu lượng khí thay đổi từ 2,5 lên 5 L/phút [174]. Tuy nhiên, khi Q_G vượt quá 200 L/phút, tác động của thời gian lưu khí lại chiếm ưu thế so với hiệu quả phân tán, dẫn đến sự giảm khả năng hấp thụ NH_3 mặc dù tốc độ truyền khối vẫn cao [175]. Ngoài ra, sự thay đổi của nồng độ NH_3 trong pha khí cũng cần được xem xét vì quá trình thu hồi amoni bằng axit sulfuric là một quá trình hấp thụ hóa học. Cụ thể, NH_3 trong pha khí cần được hòa tan vào dung dịch nước (Phương trình 3.15) trước khi phản ứng với axit sulfuric (Phương trình 3.16) để tạo thành amoni sulfate.



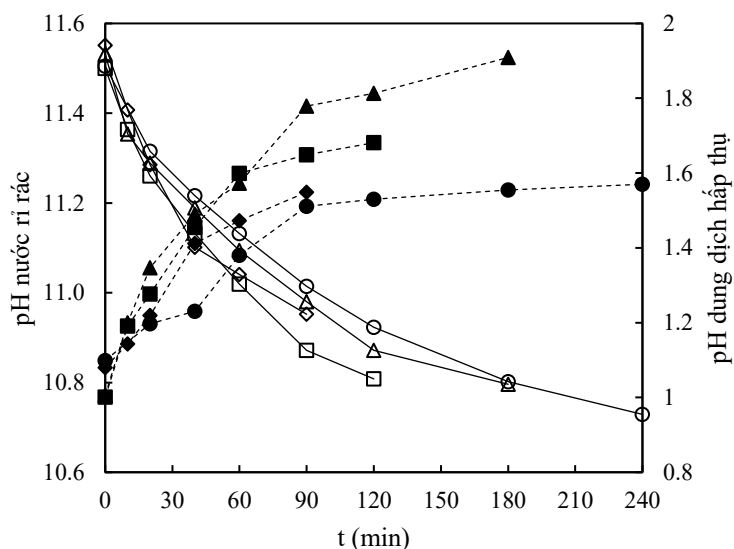
Lưu lượng khí Q_G thấp hơn cũng có thể làm tăng lực dẫn động cho quá trình truyền khối do sự chênh lệch nồng độ giữa hai pha, từ đó tạo điều kiện thuận lợi cho sự gia tăng NH_4^+ trong hệ thống. Tuy nhiên, trong một hệ thống có phản ứng hóa học, nồng độ NH_3 tăng quá lớn so với quy mô thể tích và nồng độ của dung dịch hấp thụ cũng có thể giảm hiệu suất hấp thụ [176].



Hình 3.24. Ảnh hưởng của Q_G tới hiệu quả thu hồi amoni và tổng thời gian stripping để đạt < 100 mg/L NH_3 tại $Q_L = 0.2$ L/phút và $T_{Li} = 30$ °C

Sự gia tăng độ pH trong dung dịch hấp thụ trong suốt quá trình thí nghiệm được quan sát thấy ở cả bốn mức Q_G (Hình 3.25). Ví dụ, độ pH tăng từ 1 lên khoảng 1,6 đến 1,9 vào cuối thí nghiệm. Sự gia tăng pH theo thời gian trong quá trình thu hồi amoni là dấu hiệu của sự hấp thụ NH_3 diễn ra trong dung dịch rửa khí. Tuy nhiên, trong nghiên cứu này, giá trị pH cuối cùng cao nhất của dung dịch hấp thụ không liên quan đến nồng độ amoni thu hồi cao nhất. Nồng độ amoni thu hồi cuối cùng trong dung dịch hấp thụ dao động từ $1930 \pm 28,28$ ppm ($Q_G = 50$ L/phút, $C_{Li} = 1300$ ppm, pH cuối = 1,57) đến $3360 \pm 42,43$ ppm ($Q_G = 200$ L/phút, $C_{Li} = 1960$ ppm, pH cuối = 1,68). Mức pH cuối cùng của dung dịch hấp thụ cũng cho thấy rằng đơn vị hấp thụ này (1-L H_2SO_4 0,05 M) vẫn có thể được sử dụng cho thể tích mẻ lớn hơn hoặc nồng độ amoni ban đầu cao hơn cho đến khi đạt đến điểm bão hòa [156]. Sự giảm độ pH của nước rỉ rác theo thời gian dưới các mức Q_G khác nhau trong quá trình stripping amoni cũng được ghi nhận (Hình 3.25). Nhìn chung, độ pH của nước rỉ rác giảm từ khoảng 11,5 xuống khoảng 10,8 vào

cuối quá trình stripping. Tương tự với sự thay đổi của C_{Lt} , độ pH của nước rỉ rác giảm mạnh ở giai đoạn đầu (90 phút đầu tiên) và sau đó giảm dần về cuối. Q_G nhỏ hơn, hoặc thời gian stripping kéo dài hơn, dẫn đến độ pH cuối cùng của nước rỉ rác thấp hơn.



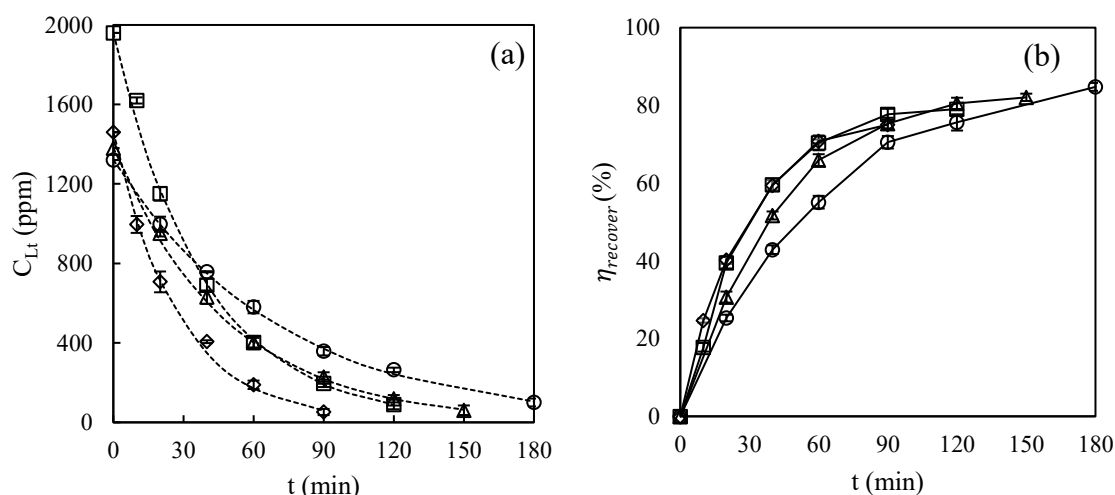
Hình 3.25. Diễn biến của pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ theo thời gian stripping tại bốn ngưỡng Q_G ($Q_L = 0,2$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C)
Ký hiệu: $Q_G = 50$ L/phút ($\circ, \bullet$), $Q_G = 100$ L/phút ($\triangle, \blacktriangle$), $Q_G = 200$ L/phút ($\square, \blacksquare$), $Q_G = 300$ L/phút ($\diamond, \blacklozenge$).

Các giá trị pH cuối lần lượt là 10,95; 10,81; 10,80 và 10,73 tại các mức Q_G là 300, 200, 100 và 50 L/phút. Mối tương quan giữa pH cuối cùng với thời gian stripping dài hơn có thể được giải thích bởi lượng CO_2 hấp thụ từ khí quyển vào nước rỉ rác có tính kiềm, điều này đã được báo cáo trong kết quả stripping với nước thải chăn nuôi (tại 3.1.2) và nước rỉ rác (tại 3.1.3). Mặc dù Q_G thấp hơn, thời gian stripping kéo dài hơn đã làm tăng tổng lượng không khí tiếp xúc với hệ thống lỏng, dẫn đến pH cuối cùng của nước rỉ rác thấp hơn so với trường hợp có Q_G cao hơn và thời gian stripping ngắn hơn.

b, Ảnh hưởng của Q_L đến hiệu quả xử lý và thu hồi NH_3-N

Tác động của lưu lượng nước rỉ rác đến quá trình loại bỏ và thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R được trình bày trong Hình 3.26. Tương tự với ảnh hưởng của Q_G , tốc độ cấp nước rỉ rác nhanh hơn cũng làm giảm thời gian lưu để đạt hiệu suất loại bỏ amoni cao nhất (Hình 3.26a). Tổng thời gian stripping để C_{Lt} đạt 100 mg/L giảm một nửa (từ 180 xuống 90 phút) khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,3 L/phút tại Q_G cố định là 200 L/phút và nhiệt độ chất lỏng là 30°C. So với kết quả khảo sát ở chế độ stripping không tuần hoàn, mặc dù việc tăng Q_L có thể hạn chế hiệu suất stripping amoni do tỷ lệ Q_G/Q_L bị giảm, nhưng K_{La} có thể được cải thiện đáng kể. Hiệu ứng này thậm chí còn giúp rút ngắn thời

gian stripping bất kể nồng độ amoni ban đầu khác nhau. Cụ thể, mất 180 phút để giảm nồng độ amoni từ 1320 mg/L xuống 100 ± 20 mg/L ở $Q_L = 0,05$ L/phút, trong khi chỉ cần 120 phút để giảm nồng độ từ 1960 ppm xuống $89,9 \pm 17$ mg/L trong mẻ $Q_L = 0,2$ L/phút (Hình 3.26a). Tuy nhiên, hiệu quả rút ngắn thời gian stripping khi tăng Q_L không được ghi nhận trong quá trình tương tự thực hiện với tháp stripping. Ví dụ, trong nghiên cứu của Santos và cộng sự (2020), khi tăng Q_L từ 20 lên 40 L/giờ khi giữ nguyên các điều kiện thí nghiệm khác, thời gian stripping lại kéo dài từ 168 lên 216 giờ [88]. Trong tháp stripping truyền thống, Q_L cao hơn có thể làm giảm hiệu suất stripping do tạo nên dòng chảy giọt thể tích lớn, làm giảm diện tích tiếp xúc giữa các pha. Ngược lại, tốc độ quay 900 vòng/phút trong thiết bị HP2R có thể tạo ra sự phân bố chất lỏng dưới dạng chảy giọt và chảy màng thông qua va chạm với lớp đệm ở gia tốc ly tâm lớn, giúp đảm bảo tiếp xúc hiệu quả giữa các pha ngay cả khi lưu lượng chất lỏng cao.

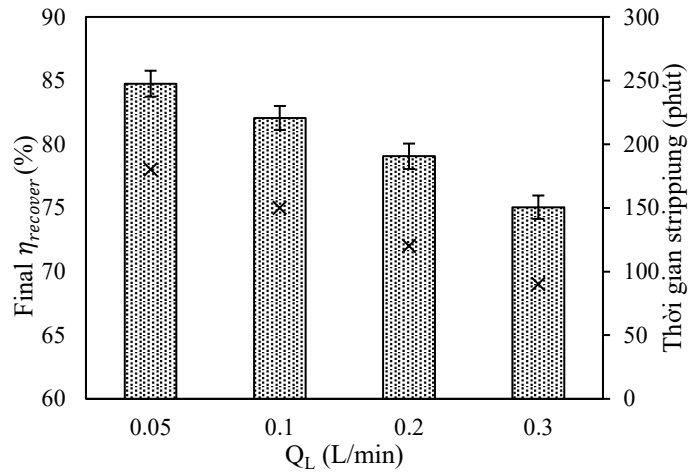


Hình 3.26. Ảnh hưởng của lưu lượng nước thải tới hiệu quả xử lý (a) và thu hồi (b) amoni từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R ($Q_G = 200$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C)

Ký hiệu: $Q_L = 0,05$ L/phút (○), $Q_L = 0,1$ L/phút (△), $Q_L = 0,2$ L/phút (□), $Q_L = 0,3$ L/phút (◇)

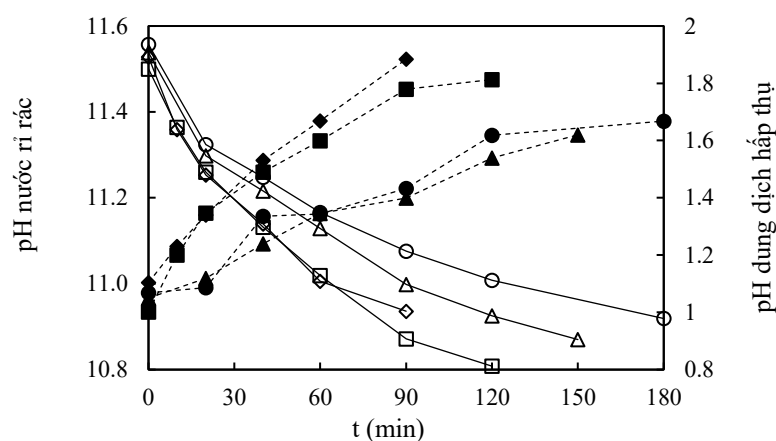
Hiệu suất thu hồi theo thời gian ở các Q_L khác nhau được trình bày trong Hình 3.26b. Một sự đánh đổi nhỏ giữa thời gian stripping ngắn hơn và hiệu suất thu hồi amoni thấp hơn một chút được quan sát khi Q_L thay đổi từ 0,05 L/phút đến 0,3 L/phút (Hình 3.27). $\eta_{recover}$ cao nhất đạt $84,75 \pm 1,02\%$ sau 180 phút stripping tại $Q_L = 0,05$ L/phút, trong khi chỉ thu hồi được $75 \pm 0,92\%$ amoni sau 90 phút tại $Q_L = 0,3$ L/phút. Hiệu suất thu hồi ở $Q_L = 0,05$ L/phút thậm chí còn cao hơn so với kết quả tốt nhất của thí nghiệm trước. Tương tự như trường hợp Q_G thấp hơn, Q_L cao hơn dẫn đến nồng độ NH_3 trong pha khí cao hơn có thể gây ức chế với quy mô hạn chế của bể hấp thụ. Ảnh hưởng của sự suy

giảm chênh lệch nồng độ này ít đáng kể hơn so với ảnh hưởng của sự thay đổi Q_G . Cụ thể, $\eta_{recover}$ chỉ giảm chưa đến 10% khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,3 L/phút, trong khi giảm đến 12% khi Q_G giảm từ 300 xuống 50 L/phút (Hình 3.27). Điều này có thể được giải thích bởi sự ổn định của $Q_G = 200$ L/phút trong suốt các thí nghiệm với các Q_L khác nhau.



Hình 3. 27. Ảnh hưởng của Q_L tới hiệu suất thu hồi amonia và tổng thời gian stripping để đạt < 100 mg/L NH_3 tại $Q_G = 200$ L/phút và $T_{Li} = 30$ °C

Sự thay đổi pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ axit cũng được ghi nhận dưới các điều kiện Q_L khác nhau và được trình bày trong Hình 3.27. Đối với nước rỉ rác, không giống như sự thay đổi của Q_G , giá trị pH cuối cùng của nước rỉ rác phụ thuộc vào nồng độ ban đầu của amoni. Ví dụ, mức giảm pH thấp nhất được quan sát là từ 11,53 xuống 10,81 sau 120 phút trong thí nghiệm với C_{Li} cao nhất là 1960 mg/L và $Q_L = 0,2$ L/phút. Ngược lại, giá trị pH cuối cùng cao nhất của nước rỉ rác (10,92) được ghi nhận sau 180 phút trong thí nghiệm có C_{Li} ban đầu thấp nhất là 1320 ppm. Xu hướng này cho thấy sự giảm pH của nước rỉ rác trong thí nghiệm này chủ yếu phụ thuộc vào lượng NH_3 bị stripping, vì NH_3 là một bazơ yếu theo lý thuyết Bronsted-Lowry và lý thuyết Lewis. Do sự hấp thụ CO_2 vào nước rỉ rác trong suốt quá trình stripping amoni được giả định là không đổi với $Q_G = 200$ L/phút, lượng NH_3 bị stripping ra càng lớn thì pH cuối cùng của nước rỉ rác càng thấp. Sự gia tăng pH trong dung dịch hấp thụ tại các Q_L khác nhau cũng được minh họa trong Hình 3.28. Tương tự như các thí nghiệm với Q_G khác nhau, giá trị pH của dung dịch hấp thụ tăng từ 1 lên khoảng 1,6 - 1,9 vào cuối thí nghiệm.



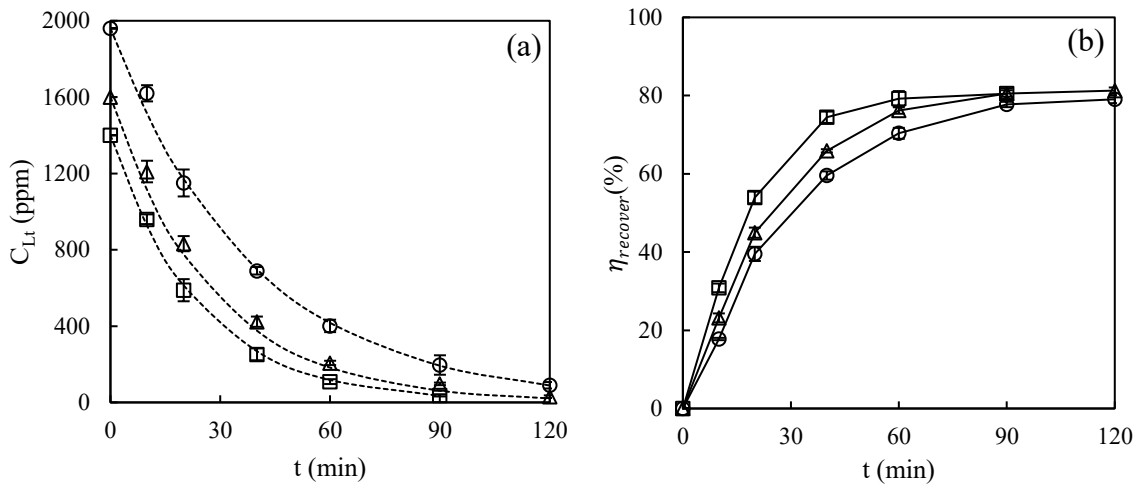
Hình 3.28. Diễn biến của pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ theo thời gian stripping tại bốn ngưỡng Q_L ($Q_G = 200$ L/phút, $T_{Li} = 30$ °C)

Ký hiệu: $Q_L = 0,05$ L/phút ($\circ$), $Q_L = 0,10$ L/phút (Δ), $Q_L = 0,20$ L/phút ($\square$), $Q_G = 0,30$ L/phút ($\diamond$)

c, Ảnh hưởng của T_{Li} đến hiệu quả xử lý và thu hồi NH_3-N

Nhiệt độ ban đầu của nước rỉ rác (T_{Li}) cũng được khảo sát trong quá trình stripping và thu hồi NH_3-N . Với Q_G ở 200 L/phút và Q_L ở 0,2 L/phút, mẫu nước rỉ rác gia nhiệt và duy trì tại bể ổn định nhiệt tại 30°C, 40°C và 50°C. Ảnh hưởng của T_{Li} đến quá trình stripping và thu hồi NH_3-N từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R được mô tả trong Hình 3.29. Đối với quá trình stripping NH_3-N , nhiệt độ của chất lỏng là một thông số quan trọng vì nó không chỉ quyết định hằng số Henry của NH_3 [171] mà còn ảnh hưởng đến sự cân bằng giữa NH_3/NH_4^+ ở một mức pH nhất định [172]. Khi stripping NH_3-N khỏi nước rỉ rác ở các mức T_{Li} khác nhau, sự thay đổi nồng độ NH_3-N (C_{Lt}) gần như giống nhau ở $T_{Li} = 30$ °C và 40°C. Hiệu suất loại bỏ cuối cùng ($\eta_{removal}$) sau 120 phút ở $T_{Li} = 40$ °C ($98,12 \pm 0,45\%$) cao hơn một chút so với ở $T_{Li} = 30$ °C ($94,83 \pm 0,86\%$). Tuy nhiên, ảnh hưởng đáng kể của nhiệt độ được ghi nhận tại $T_{Li} = 50$ °C, khi thời gian stripping amoni giảm xuống còn 90 phút để đạt $\eta_{removal} = 97,35 \pm 0,41\%$ (tương ứng với nồng độ amoni cuối cùng là $37,1 \pm 6$ ppm trong nước rỉ rác) (Hình 3.29a, 3.21). Trong một nghiên cứu gần đây về stripping $\eta_{removal}$ bằng sử dụng tháp tiếp xúc, Leverenz và cộng sự (2021) đã sử dụng nhiệt độ trên 78°C để loại bỏ hơn 90% NH_4^+-N [177]. Yuan và cộng sự (2016) cũng ghi nhận xu hướng tăng đáng kể hiệu suất stripping amoni từ nước thải tổng hợp khi tăng nhiệt độ chất lỏng ban đầu từ 25°C lên 40°C [128]. Dự đoán rằng việc tăng nhiệt độ chất lỏng dẫn đến hằng số Henry cao hơn, khiến nhiều phân tử amoni bay hơi nhanh hơn vào pha khí. Trong nghiên cứu này, cần lưu ý rằng T_{Li} chỉ được kiểm soát và đo bằng bể gia nhiệt. Do đó, sự thất thoát nhiệt qua đường ống và đặc

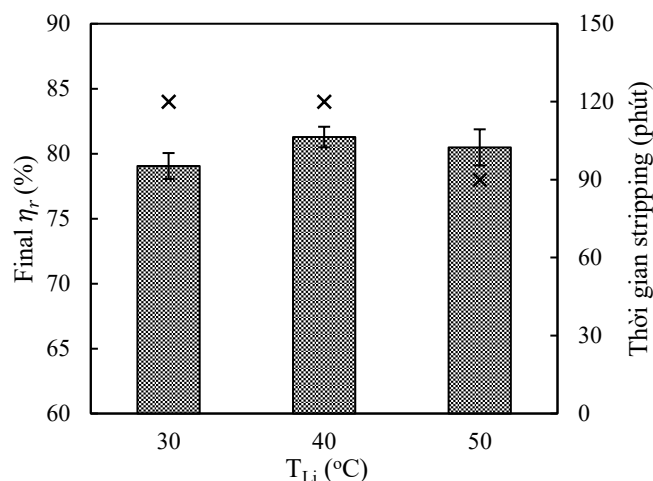
biệt là qua sự tiếp xúc ngược chiều với không khí xung quanh trong lớp vật liệu đệm là không thể tránh khỏi. Điều này có thể giải thích tại sao không có sự cải thiện đáng kể về hiệu suất loại bỏ NH_3 giữa $T_{\text{Li}} = 30^\circ\text{C}$ và 40°C trong thí nghiệm này. Để khai thác tối đa ảnh hưởng của nhiệt độ trong việc tối ưu hóa quá trình stripping và thu hồi NH_3 , một hệ thống kiểm soát nhiệt độ toàn diện và chặt chẽ cho thiết bị stripping là điều cần thiết để tránh bất kỳ tổn thất nhiệt nào do quá trình vận chuyển chất lỏng hoặc ảnh hưởng bù trừ từ tiếp xúc pha. Ví dụ, bọc lớp vật liệu đệm bằng băng gia nhiệt trong quá trình stripping có thể giúp giảm tổn thất nhiệt trong quá trình vận chuyển chất lỏng và phân phối chất lỏng bên trong lớp đệm [128]. Hơn nữa, việc sử dụng hơi nước ở nhiệt độ cao ($105 - 150^\circ\text{C}$) cũng đã được chứng minh là có thể tăng cường mạnh mẽ quá trình stripping amoni [178].



Hình 3.29. Ảnh hưởng của nhiệt độ nước thải tới hiệu quả xử lý (a) và thu hồi (b) amoni từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R ($Q_G = 200$ L/phút, $Q_L = 0,2$ L/phút)

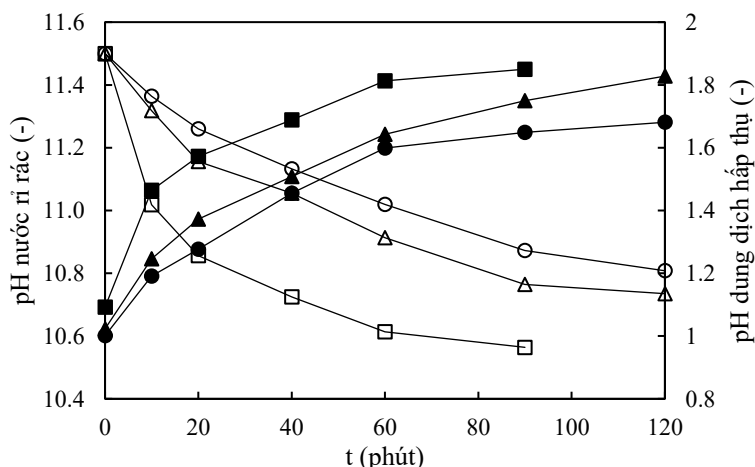
Ký hiệu: $T_{\text{Li}} = 30^\circ\text{C}$ ($\circ$), $T_{\text{Li}} = 40^\circ\text{C}$ (Δ), $T_{\text{Li}} = 50^\circ\text{C}$ ($\square$)

Quá trình thu hồi amoni ở các mức T_{Li} khác nhau cũng được trình bày trong Hình 3.29b. Trái ngược với quá trình stripping amoni, quá trình hấp thụ η_{removal} có lợi hơn ở nhiệt độ thấp, giúp tăng độ hòa tan của amoni theo nguyên lý Le Chatelier [171, 176]. Với cấu hình pha khí-lỏng không đổi, sự khác biệt về hiệu suất thu hồi amoni cuối cùng (η_r) giữa ba điều kiện T_{Li} là không đáng kể. Cụ thể, η_{removal} cuối cùng dao động trong khoảng hẹp từ $79 \pm 1\%$ đến $81 \pm 1,39\%$ khi T_{Li} thay đổi từ 30°C lên 50°C (Hình 3.29b, 3.21). Việc ghi nhận ảnh hưởng không đáng kể của T_{Li} đến quá trình thu hồi NH_3 là hợp lý do hiện tượng thất thoát nhiệt đã đề cập trước đó. Nhiệt độ phòng của dòng khí vào và dung dịch hấp thụ đóng vai trò chính trong việc bù trừ phần lớn nhiệt lượng từ nước rỉ rác.



Hình 3. 30. Ảnh hưởng của T_{Li} tới hiệu suất thu hồi amonia và tổng thời gian stripping để đạt < 100 mg/L NH_3 tại $Q_G = 200$ L/phút và $Q_L = 0,20$ L/phút

Ảnh hưởng của các mức T_{Li} khác nhau tới quá trình stripping cũng được phản ánh qua sự biến đổi pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ (Hình 3.30). Về pH của nước rỉ rác, nhiệt độ chất lỏng càng cao thì mức độ giảm pH càng đáng kể. Cụ thể, ở T_{Li} 50°C, pH của nước rỉ rác giảm mạnh từ 11,5 xuống 10,8 sau 20 phút và tiếp tục giảm dần xuống 10,5 khi 95% lượng NH_3 -N được loại bỏ. Trong khi đó, mức giảm pH của nước rỉ rác ở T_{Li} 30°C và 40°C diễn ra chậm hơn, từ 11,5 xuống 10,7 sau 120 phút stripping. Ở điều kiện nhiệt độ cao hơn, NH_3 -N trong nước rỉ rác có thể bị loại bỏ một phần do bay hơi trong bể gia nhiệt, dẫn đến sự suy giảm pH nhanh hơn. Tương tự, các mức T_{Li} khác nhau cũng ảnh hưởng đến pH của dung dịch hấp thụ. pH của dung dịch hấp thụ ở T_{Li} cao tăng nhẹ nhiều hơn (từ 1,09 lên 1,85 sau 90 phút ở T_{Li} 50°C) so với các mức T_{Li} thấp hơn (1,83 ở T_{Li} 40°C và 1,68 ở T_{Li} 30°C sau 120 phút).

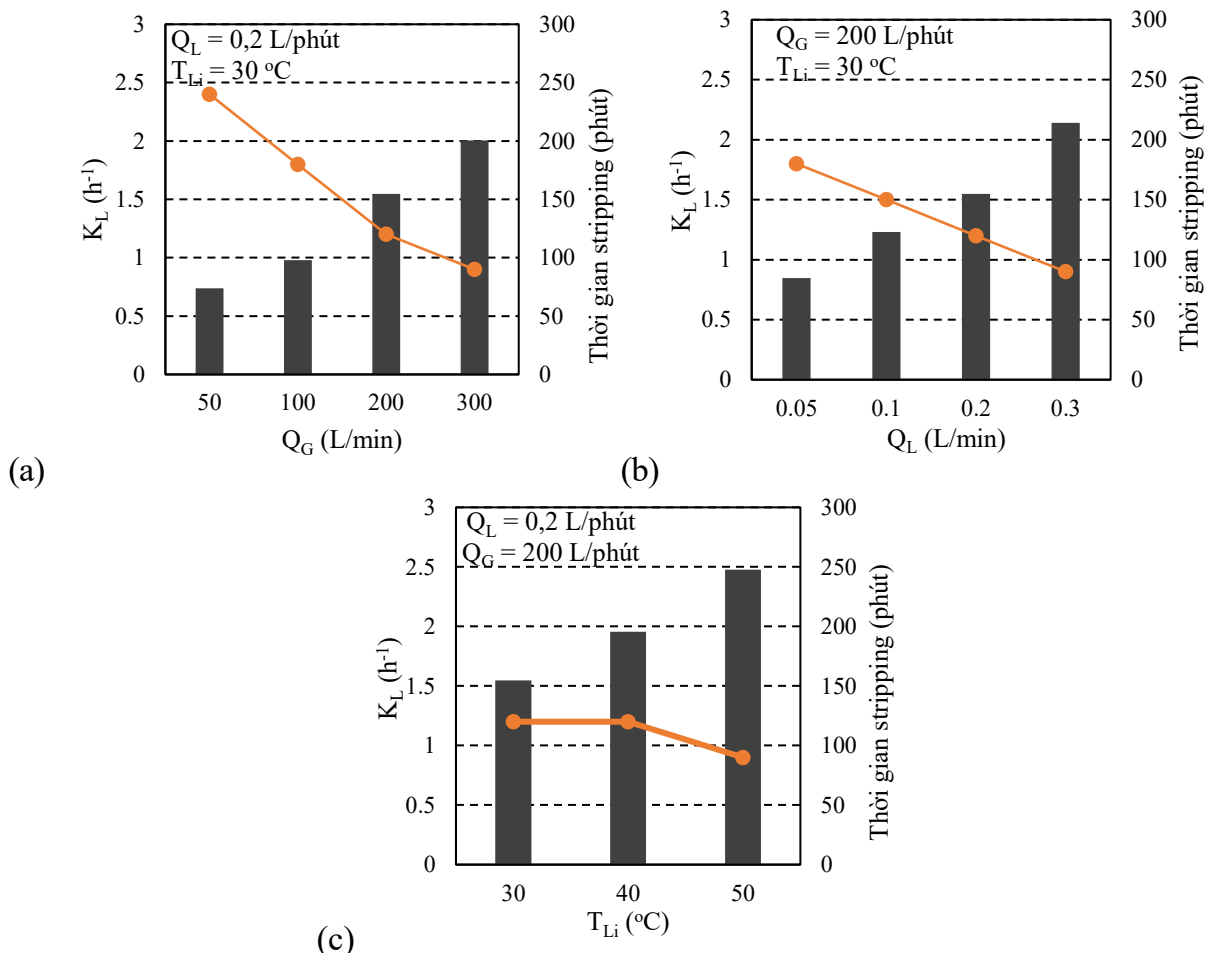


Hình 3. 31. Diễn biến của pH trong nước rỉ rác và dung dịch hấp thụ theo thời gian stripping tại ba ngưỡng T_{Li} ($Q_G = 200$ L/phút, $Q_L = 0,2$ L/phút)

Ký hiệu: $T_{Li} = 30$ °C (○), $T_{Li} = 40$ °C (△), $T_{Li} = 50$ °C (□).

d, Kết quả tính toán mô hình động học quá trình xử lý và thu hồi amoni từ nước thải rỉ rác

Theo kết quả thí nghiệm thu được, 9 mẻ stripping NH_3 từ nước rỉ rác bãi chôn lấp trong nghiên cứu này tuân theo động học bậc nhất ($R^2 \geq 0,99$). Từ phương trình động học bậc nhất (2.17), hằng số tốc độ (K_L) tính theo mô hình động học bậc 1 cũng được tính toán cho mỗi mẻ stripping amoni từ nước rỉ rác. Tác động tổng thể của Q_G , Q_L và T_{Li} đối với K_L và tổng thời gian tuần hoàn lại để đạt được 95% hiệu quả loại bỏ amoni được trình bày trong Hình 3.32. Rõ ràng, việc tăng Q_G , Q_L hoặc T_{Li} có thể cải thiện hiệu suất của quá trình stripping amoni và rút ngắn thời gian tuần hoàn lại của nước rỉ rác. Lưu lượng khí và nước thải có ảnh hưởng đáng kể đến hệ số chuyển khối trong quá trình stripping NH_3 . Cụ thể, K_L tăng gần gấp ba lần (từ $0,74 \text{ h}^{-1}$ lên 2 h^{-1}) khi Q_G thay đổi từ 50 L/phút lên 300 L/phút ở $Q_L = 0,2 \text{ L/phút}$ và $T_{Li} = 30^\circ\text{C}$. Tương tự, K_L cũng được cải thiện từ $0,85 \text{ h}^{-1}$ lên $2,14 \text{ h}^{-1}$ khi Q_L tăng từ 0,05 lên 0,30 L/phút ở $Q_G = 200 \text{ L/phút}$ và $T_{Li} = 30^\circ\text{C}$. Sự tăng cường tốc độ chuyển khối tương ứng đã làm giảm thời gian lưu nước rỉ rác trong hệ thống stripping để đạt được 95% hiệu quả loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ (từ 240 xuống 90 phút).



Hình 3.32. Ảnh hưởng của Q_G (a), Q_L (b) và T_{Li} (c) tới K_L (tính theo mô hình giả động học bậc một) của quá trình stripping amoni tới $C_{Lt} < 100 \text{ mg/L}$

Một sự cải thiện tương tự của K_{La} khi tăng Q_G hoặc Q_L tính từ mô hình lý thuyết hai màng đã được báo cáo trước đây trong quá trình stripping amoni từ nước thải amoni tổng hợp và nước rỉ rác bằng phương pháp stripping đơn chu kỳ sử dụng thiết bị HiGee. Tuy nhiên, chuyển khối tính từ mô hình động học của quá trình stripping tuần hoàn lại thấp hơn rất nhiều so với stripping đơn chu kỳ từ mô hình lý thuyết hai màng. Cụ thể, K_{La} trong quá trình stripping NH_3 từ nước rỉ rác sử dụng HP2R (tại mục 3.1.3) là $0,003\text{ s}^{-1}$, tương đương khoảng $10,8\text{ h}^{-1}$ (với $Q_G = 142\text{ L/phút}$, $Q_L = 0,2\text{ L/phút}$ và $\omega = 900\text{ rpm}$), cao hơn đáng kể so với giá trị $1,55\text{ h}^{-1}$ ở điều kiện vận hành tương tự (với $Q_G = 200\text{ L/phút}$, $Q_L = 0,2\text{ L/phút}$ và $\omega = 900\text{ rpm}$). Tốc độ chuyển khối giảm giữa hai chế độ stripping ở điều kiện vận hành tương tự có thể là kết quả của sự giảm nồng độ amoni trong quá trình tuần hoàn liên tục. K_{La} trong stripping đơn chu kỳ được tính toán dựa trên phép nhân giữa Q_L và logarit tự nhiên của tỷ lệ nồng độ đầu vào và đầu ra của amoni [132] (thường cao vì hiệu quả loại bỏ đạt khoảng 50%) với pH_i gần như không thay đổi ở 11,5. Mặt khác, quá trình stripping tuần hoàn trong nghiên cứu này dựa trên nồng độ amoni ban đầu/cuối cùng và tổng thời gian để đạt được nồng độ cuối cùng bất kể Q_L mà không có sự giảm pH như đã đề cập trong quá trình này. Tăng T_{Li} cũng có tác động tích cực đến tỷ lệ động học bậc nhất khi K_{La} tăng từ $1,55\text{ h}^{-1}$ lên $2,50\text{ h}^{-1}$. Yuan và cộng sự (2016) cũng đã báo cáo sự cải thiện liên quan đến K_{La} trong quá trình stripping NH_3 từ nước thải tổng hợp sử dụng HiGee khi nhiệt độ chất lỏng tăng từ 25 lên 40°C [128]. Mặc dù hằng số tốc độ chuyển khối động học bậc nhất K_L thấp hơn so với thí nghiệm stripping NH_3 không tuần hoàn, hiệu suất tổng thể của quá chế độ stripping tuần hoàn sử dụng HP2R vẫn thể hiện hiệu quả vượt trội so với tháp stripping truyền thống (Bảng 3.4).

Bảng 3.4. So sánh hiệu quả xử lý và thu hồi NH₃-N từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R

Số mẻ./ TLTK	pH _i	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	T _{Li} (°C)	C _{Li} (mg/L)	C _{Lf} (mg/L)	$\eta_{removal}$ (%)	C _{recovery} (mg/L)	$\eta_{recover}$ (%)	k _L (h ⁻¹)	t (h)
1	11,5	50	0,2	30	1300	62,5	95,1	1930	67,1	0,738	4
2	11,5	100	0,2	30	1550	80,1	94,8	2620	76,6	0,978	3
3	11,5	200	0,2	30	1960	90	95,4	3360	79,1	1,548	2
4	11,5	300	0,2	30	1230	61	95,0	2010	77,4	2,004	1,5
5	11,5	200	0,05	30	1320	100	92,4	2350	84,8	0,846	3
6	11,5	200	0,1	30	1380	61	95,6	2460	82,1	1,23	2,5
7	11,5	200	0,3	30	1460	52	96,4	2310	75,1	2,142	1,5
8	11,5	200	0,2	40	1600	30,1	98,1	2900	81,3	1,956	2
9	11,5	200	0,2	50	1400	37,1	97,4	2450	80,5	2,478	1,5
Ferraz và cs. (2013) [156]	11	75	0,5	25	830	10	99	-	-	0,180	24
	11	27	0,5	25	1493	20	99	-	80	0,0154	288
Santos và cs. (2020) [88]	12	30	0,33	-	1087	15	99	-	92	-	192

Cụ thể, nghiên cứu này cho thấy hiệu quả stripping tốt hơn ($\eta_{removal} \geq 95\%$, $K_L = 0,7 - 2,5 \text{ h}^{-1}$) với hiệu quả thu hồi NH_3 tương đối cao ($\eta_{recover} = 67 - 85\%$) trong thời gian tuần hoàn nước thải ngắn (khoảng 1,5 đến 2 giờ) so với các nghiên cứu trước đây sử dụng tháp stripping kết hợp tháp hấp thụ [88, 156]. Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ thu hồi được tương đối cao (trên 2000 mg/L) với pH thấp ($\text{pH} < 2$) vào cuối mỗi mẻ xử lý. Nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ cao nhất trong dung dịch thu hồi được (3360 mg/L $\sim 0,3\%$) vẫn còn cách xa so với hàm lượng amonia trong phân bón lỏng thương mại (20–21%) [179].

So sánh hiệu quả thu hồi $\text{NH}_3\text{-N}$ bằng tổ hợp HP2R/hấp thụ so với các nghiên cứu gần đây được trình bày trong Bảng 3.5. So với tháp stripping truyền thống [88], HP2R đạt được hiệu quả stripping nhanh hơn với kích thước nhỏ hơn, đồng thời vẫn duy trì hiệu suất thu hồi NH_3 ở mức rất cạnh tranh. Không cần dựa vào sự khuếch tán pha khí như trong hệ thống tích hợp stripping–hấp thụ, màng tiếp xúc cho phép thu hồi NH_3 gần như hoàn toàn mà không xảy ra tổn thất ở pha khí, vì quá trình chuyển khối xảy ra trực tiếp qua màng kỵ nước vào dòng axit. Tuy nhiên, Schwiebert đã chỉ ra rằng nhược điểm cố hữu của công nghệ màng là hiện tượng tắc nghẽn màng, đòi hỏi phải bảo trì định kỳ hoặc tiền xử lý nước thải phù hợp để đảm bảo hiệu suất bền vững trong xử lý nước dịch yếm khí [180]. Thu hồi NH_3 bằng phương pháp điện hóa là một công nghệ mới nổi khác với những lợi thế như loại bỏ và chuyển hóa đồng thời, không cần bổ sung hóa chất, vận hành theo mô-đun và hiệu quả thu hồi NH_3 cao. Tuy nhiên, phương pháp này có thể yêu cầu mức tiêu thụ năng lượng tương đối cao và có rủi ro phát thải khí Cl_2 ở điện áp cao [181]. Mặc dù hiệu suất thu hồi của HP2R thấp hơn so với các công nghệ mới nổi, nhưng hệ thống này vẫn có khả năng mở rộng và thích ứng tốt trong điều kiện nước thải phức tạp như nước rỉ rác. Ngoài ra, khả năng vận hành liên tục với thời gian lưu ngắn và kích thước thiết bị nhỏ gọn mang lại lợi thế thực tiễn trong ứng dụng thực tế. Tuy nhiên, việc tối ưu hóa thiết kế tháp hấp thụ vẫn là yếu tố then chốt, vì các hệ thống hiện tại vẫn gặp tình trạng thất thoát NH_3 .

Bảng 3.5. So sánh giữa các công nghệ thu hồi NH₃

Nguồn	Loại nước thải	Nồng độ NH ₃ -N (mg/L)	Loại thiết bị/ Phương pháp	pH	Nhiệt độ (°C)	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)	Ghi chú
This study	Nước rỉ rác	1670	HiGee-based HP2R + H ₂ SO ₄ scrubber	11,5	30 – 50	95	67,1– 84,8	Thiết kế nhỏ gọn Thời gian tiếp xúc ngắn
Santos và cs. (2020) [88]	Nước rỉ rác	1158	Tháp stripping + hấp thụ	12	18,5	98	92	Thời gian tuần hoàn dài (4 – 9 ngày) Kích thước lớn
Schwiebert và cs. (2024) [180]	Nước dịch yếm khí	1814	Màng tiếp xúc	10	37	-	90	Bít tắc màng làm giảm hiệu suất, yêu cầu vệ sinh định kỳ hoặc tiền xử lý nước thải bằng UF
Lee và cs. (2021) [181]	Nước thải chăn nuôi	2500 - 3000	Điện cực hóa học hai ngăn @ 938 A.m ⁻²	-	-	44,5	93,7	Không hóa chất phụ trợ Nhu cầu năng lượng lớn (28.2 kWh/kgN) Sản sinh nhiều Cl ₂ tại điện cực cao thế

Tiểu kết mục 3.2.3: Thí nghiệm về xử lý và thu hồi amoni từ nước rỉ rác sử dụng thiết bị HP2R cho thấy, việc tăng Q_G , Q_L hoặc nhiệt độ T_{Li} giúp rút ngắn thời gian lưu nước rỉ rác trong hệ thống nhờ tăng cường tốc độ truyền khối amoni. Thời gian tuần hoàn cần thiết để đạt hiệu suất loại bỏ 95% dao động từ 1,5–4 giờ, tương ứng với K_L từ 0,74 đến 2,48 h^{-1} . Hiệu suất thu hồi amoni bằng thiết bị hấp thụ đơn dao động từ 67,1–84,8% và chịu ảnh hưởng chính bởi nồng độ amoni trong pha khí, vốn phụ thuộc vào Q_G và Q_L . Điều kiện vận hành tối ưu để đạt 95% hiệu suất loại bỏ và 80% hiệu suất thu hồi là: $Q_G = 200$ L/phút, $Q_L = 0,2$ L/phút, tốc độ quay 900 vòng/phút, T_{Li} từ 30–40 °C. Dung dịch thu hồi đạt nồng độ amoni cao (1930–3360 mg/L). HP2R có tiềm năng thay thế cột đệm truyền thống ở quy mô lớn, mang lại hiệu quả thu hồi amoni cao với thời gian lưu ngắn hơn, hướng tới xử lý bền vững.

3.3. Đề xuất mô hình ứng dụng thiết bị HP2R để xử lý và thu hồi amoni trong nước thải nồng độ cao quy mô thực tế

3.3.1. Sơ bộ chi phí vận hành ở quy mô 150 m³/ngày.đêm

Đối với hệ thiết bị HP2R ở quy mô lớn, các thiết bị phụ trợ như bơm nước thải, động cơ quay và quạt thổi khí sẽ được lựa chọn để phù hợp với công suất 150 m³/ngày.đêm. Chi tiết về các thiết bị phụ trợ như sau:

- 01 Bơm chìm nước thải: $Q_{\max} = 0,2$ m³/phút, $H_{\max} = 5,9$ m, 0,15 kW/380V
- 01 Động cơ quay moto trực chính: 2,2 kW/380V – 3P/1800 RPM @50Hz
- 01 Quạt thổi khí: công suất 7,5kW 10 HP/380V/50Hz 12000 m³/h

Đối với quy mô thực tế, sẽ trang bị thêm 01 hệ thống thu hồi amoni từ không khí sau stripping từ thiết bị HP2R. Các hệ thiết bị phụ trợ đi kèm với hệ thống thu hồi amoni được tính như sau:

- 02 Bơm dung dịch hấp thụ: $Q = 0,55$ m³/phút, $H = 11$ m, 0,75 kW/380V

Điều kiện vận hành ở quy mô thực tế của hệ thiết bị HP2R cụ thể như sau:

- pH của nước thải được cố định tại ngưỡng ≥ 11.0 , bằng việc cấp hóa chất NaOH hoặc $Ca(OH)_2$;
- Tốc độ quay của đệm $\omega = 900$ rpm;
- Lưu lượng nước thải tại bơm chìm: $Q_L = 0,1$ m³/phút (tương đương 150 m³/ngày);

- Lưu lượng quạt thổi khí: $Q_G = 100 - 200 \text{ m}^3/\text{phút}$ ($6000 - 12000 \text{ m}^3/\text{h}$) tương đương $Q_G/Q_L = 1000 - 2000$;

- Dung dịch hấp thụ: H_2SO_4 nồng độ $0,05 \text{ M}$;

- Lưu lượng dung dịch hấp thụ $Q_{L,\text{abs}} = 0,8 \text{ m}^3/\text{phút}$ (bởi 02 bơm x $0,4 \text{ m}^3/\text{phút}/\text{bơm}$).

Chi phí xử lý được hiểu là chi phí để xử lý 1 m^3 nước thải. Chi phí này bao gồm chi phí nhân công, chi phí hóa chất, và chi phí điện tiêu hao

$$X_{xl} = X_{nc} + X_{hc} + X_d \quad (3.17)$$

Trong đó: X_{xl} - chi phí xử lý $\text{đ}/\text{m}^3$;

X_{nc} - chi phí nhân công, $\text{đ}/\text{m}^3$;

X_{hc} - chi phí hóa chất, $\text{đ}/\text{m}^3$;

X_d - chi phí điện, nước, $\text{đ}/\text{m}^3$;

a, Chi phí nhân công

Đối với hệ thiết bị HP2R $150 \text{ m}^3/\text{ngày.đêm}$, nhân công phụ trách sẽ là cán bộ chuyên trách đối với hệ thống xử lý nước thải rỉ rác tại cơ sở do hệ thiết bị có thể vận hành tự động nhờ thiết lập theo chế độ trước đó. Do đó, chi phí nhân công riêng cho đơn vị HP2R xử lý amoni được lược bỏ.

$$X_{nc} = 0$$

b, Chi phí hóa chất

Đối với quy trình stripping amoni bằng thiết bị HP2R, hóa chất sử dụng sẽ là xút công nghiệp NaOH hoặc vôi bột $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Mục đích sử dụng hóa chất để nâng pH lên 11. Với độ pH ban đầu của nước rỉ rác vào khoảng 7, qua công thức $\text{pH} + \text{pOH} = 14$, nồng độ $[\text{OH}^-]$ cần có trong nước thải sẽ cần đạt 10^{-3} M . Từ đó tính được nồng độ và lượng hóa chất cần sử dụng theo Bảng 3.6.

Bảng 3.6. Chi phí hóa chất cho xử lý amoni quy mô $150 \text{ m}^3/\text{ngày.đêm}$

Hóa chất sử dụng (1 trong 2 phương án)	Nồng độ (M)	Nồng độ (kg/m^3)	Giá tiền (VND/kg)	X_{hcl} (VND/ m^3)
NaOH công nghiệp	0,001	0,04	24.000	960
Vôi bột $\text{Ca}(\text{OH})_2$	0,0005	0,037	13.000	481

Đối với quá trình thu hồi amoni sunfat, hóa chất sử dụng sẽ là axit H_2SO_4 (dạng công nghiệp) với vai trò dung dịch hấp thụ khí NH_3 có trong dòng khí sau stripping. Với hiệu suất xử lý amoni đạt khoảng 95% (theo tính toán từ chuyên đề 5) từ nước thải có nồng độ 1000 mg/L, lượng NH_4 cần hấp thụ trong dòng khí với mỗi m^3 nước thải là 950 g/ m^3 (tương đương 52 mol/ m^3). Do đó, lượng H_2SO_4 cần sử dụng là 26 mol/ m^3 nước thải, tương ứng với 2,548 kg $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{m}^3$.

Bảng 3.7. Chi phí hóa chất tiêu hao cho thu hồi amoni quy mô 150 m^3 /ngày.đêm

Hóa chất sử dụng	Liều lượng (kg/ m^3)	Giá thị trường m^3 (VND/kg)	X_{hc2} (VND/ m^3)
H_2SO_4 công nghiệp 98%	2,548	15.000	38.220

Theo kết quả đánh giá quy trình thu hồi amoni sau stripping ở mục 3.2, hiệu suất xử lý amoni đạt 95%, từ nước thải sang khí đạt thu hồi amoni dưới dạng muối amoni sunphat đạt 80% so với lượng amoni đầu vào trong nước thải. Lựa chọn đối tượng xử lý là nước thải nhiễm amoni nồng độ cao ($\text{NH}_4^+ = 1000 \text{ mg/L}$) (trung bình giữa nước rỉ rác và nước thải chăn nuôi), đối với mỗi ngày xử lý, lượng amoni thu hồi với mỗi m^3 nước thải được tính như sau:

$$m_{\text{amoni}} = 1 \text{ m}^3 \times 1000 \text{ g/m}^3 \times 95\% \times 85\% = 808 \text{ g/m}^3 = 0.801 \text{ kg/m}^3$$

Lấy chi phí thu được từ 1 kg amoni sunfat thị trường là 25.000 VND/kg. Chi phí thu được từ amoni thu hồi trên 1 m^3 nước thải là:

$$X_{\text{th}} = 0,808 \times 25.000 = 20.216 \text{ VND/m}^3$$

Chi phí hóa chất tiêu tốn tổng cộng được tính từ chi phí hóa chất tiêu thụ trừ đi chi phí thu hồi amoni sunfat:

$$X_{\text{hc}} = X_{\text{hc1}} + X_{\text{hc2}} - X_{\text{th}}$$

$$= 960 + 38.220 - 20.216 = 18.964 = 19.000 \text{ VND (Sử dụng NaOH)}$$

$$= 481 + 38.220 - 20.216 = 18.485 = 18.500 \text{ VND (Sử dụng Ca(OH)}_2\text{)}$$

c, Chi phí điện

Bảng 3.8. Danh mục thiết bị và điện năng tiêu hao cho quá trình xử lý và thu hồi amoni quy mô 150 m³/ngày.đêm

STT	Máy móc thiết bị	Số lượng vận hành	Công suất (kW)	Thời gian hoạt động trong ngày (h)	Năng lượng điện tiêu thụ trong ngày (kWh/ng)
1	Bơm nước thải	1	0,15	24	3,6
2	Động cơ quay	1	2,2	24	52,8
3	Quạt thổi khí	1	7,5	24	180
4	Bơm dung dịch hấp phụ	2	0,75	24	36
TỔNG					272,4

Với giá điện 3 pha là 1685 VNĐ/kWh đối với nhóm điện sản xuất dưới 6kV, chi phí điện năng trên 1m³ nước thải sẽ là:

$$X_d = 272,4 \times 1685 / 150 = 3059 \text{ VND/m}^3 \text{ tương đương } 1,82 \text{ kWh/m}^3$$

d, Tổng chi phí xử lý

Chi phí xử lý amoni đối với 1m³ nước thải nồng độ 1000 mg/L amoni là:

$$X_{xl} = X_{nc} + X_{hc} + X_d$$

$$= 0 + 19.000 + 3.059 = 22.059 = \mathbf{22.000 \text{ VND/m}^3} \text{ (sử dụng NaOH)}$$

$$= 0 + 18.500 + 3.059 = 21.559 = \mathbf{21.500 \text{ VND/m}^3} \text{ (sử dụng Ca(OH)}_2\text{)}$$

Theo một nghiên cứu tổng hợp của Zarebska và cộng sự [182], chi phí vận hành cho các phương pháp tiền xử lý và thu hồi amoni từ nước thải chăn nuôi đã được tổng hợp và so sánh. Các phương pháp tiền xử lý và thu hồi amoni được đánh giá gồm có: siêu lọc/lọc nano (UF/NF), siêu lọc kết hợp thẩm thấu ngược (UF/RO), siêu lọc kết hợp màng ngưng tụ (UF/MD), stripping amoni bằng cột tiếp xúc (AS), kết tủa hóa học (CP), siêu lọc kết hợp trao đổi ion (UF/IE). Các chi phí cho quá trình vận hành được xét đến gồm có chi phí điện năng và chi phí hóa chất. Tổng hợp chi phí cho các phương pháp trên được thể hiện trong bảng dưới đây:

Bảng 3.9. Chi phí vận hành đối với các phương pháp tiền xử lý và thu hồi amoni (tính theo VND/m³ nước thải chăn nuôi)

Phương pháp	Tiêu hao điện năng (kWh/m ³)	Chi phí điện năng (1) (VND/m ³)	Chi phí hóa chất (2) (VND/m ³)	Tổng chi phí vận hành (1) + (2) (VND/m ³)	TLTK
UF/NF	4,5 – 11	7.200 – 19.200	16.800	36.000	
UF/RO	6,6 – 14,4	12.000 – 24.000	16.800	40.800	
MD	0,2	480	26.400	26.880	
UF/MD	2,5 – 9,1	4.800 – 14.400	26.400	40.800	Zarebska và cộng sự [182]
Amoniac stripping	4,1	7.200	26.400	33.600	
CP	0,8	2.400	309.600	312.000	
UF/IE	2,3 – 8,9	12.000 – 14.400	208.800	223.200	
HP2R/Hấp thụ	1,81	3.059	18.020	21.500 – 22.000	Nghiên cứu này

Có thể thấy, so với phương pháp stripping bằng thiết bị HP2R, chi phí điện năng cho HP2R có kèm hệ thu hồi (1,81 kWh/m³) có chi phí điện năng thấp hơn so với tháp hấp thụ thông thường (4,1 kWh). Sự tiết kiệm trong năng lượng điện tiêu tốn của hệ thiết bị HP2R đến từ ưu điểm hiệu suất truyền khối và xử lý amoni rất nhanh, dẫn đến thời gian để đạt hiệu quả xử lý mong muốn với một đơn vị thể tích là nhanh hơn rất nhiều so với hệ thống stripping thông thường.

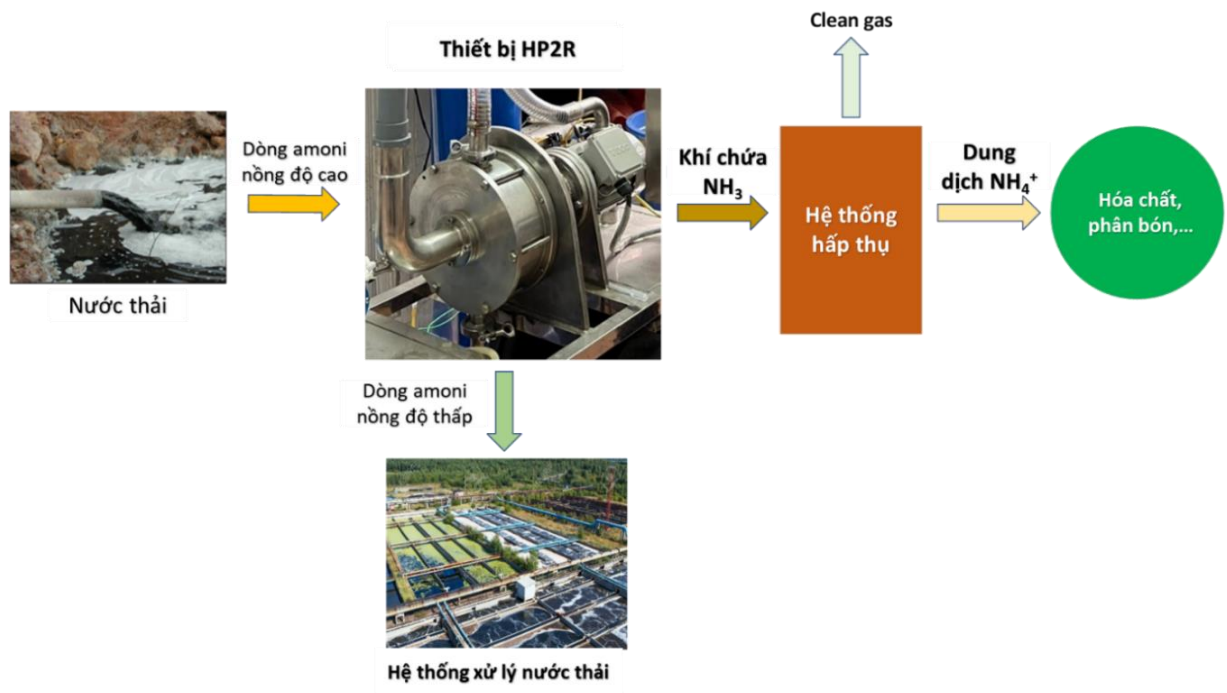
Về chi phí ở quy mô thực tế, chi phí vận hành dưới dạng tiêu thụ điện năng cho bơm nước thải, máy thổi khí và các thiết bị hỗ trợ (ví dụ: bơm làm mát trực quay) có thể được bù đắp nếu công suất xử lý tiệm cận quy mô thực tế (ví dụ: $Q_L \geq 100 \text{ m}^3/\text{ngày}$) thông qua dòng sản phẩm muối NH_4^+ thu hồi. Các nghiên cứu trong tương lai cũng cần tập trung vào đánh giá, xác định tuổi thọ thiết bị, chu kỳ thay thế và quá trình làm giàu muối NH_4^+ thu hồi để phục vụ ứng dụng tiếp theo của sản phẩm thu hồi.

3.3.2. Hướng áp dụng mô hình ở quy mô thực tế

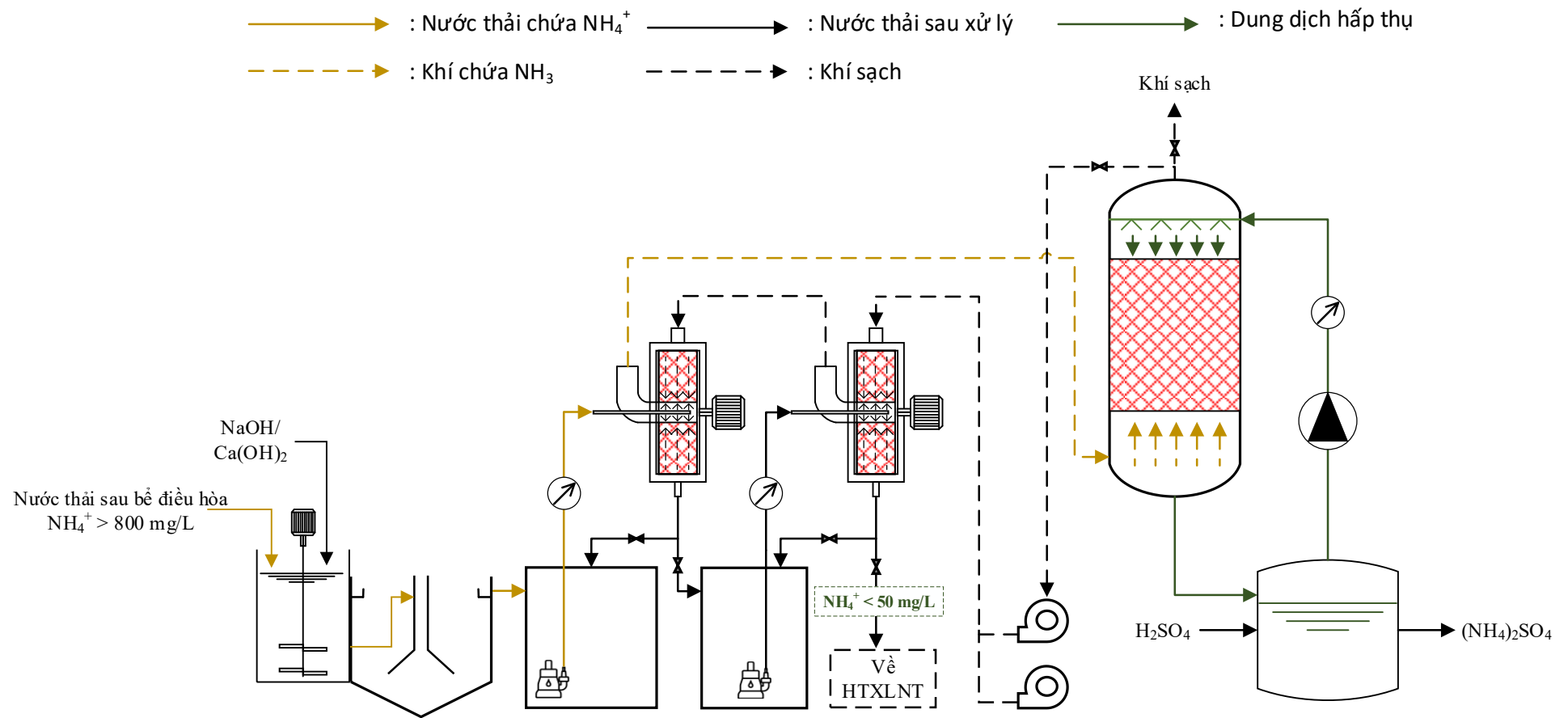
Các kết quả thực nghiệm cho thấy tổ hợp HP2R – hấp thụ có tiềm năng cao trong tăng cường quá trình stripping và thu hồi amoni, đặc biệt đối với các dòng nước thải khó xử lý như nước rỉ rác và nước thải chăn nuôi sau phân hủy kỵ khí. Nhờ đặc điểm thiết kế nhỏ gọn, cường độ truyền khối lớn và khả năng điều chỉnh linh hoạt các thông số vận hành, HP2R được xem là giải pháp thay thế triển vọng cho các tháp stripping truyền thống trong điều kiện hạn chế về không gian và yêu cầu hiệu quả xử lý cao.

Kết quả nghiên cứu chỉ ra rằng lưu lượng khí (Q_G) và lưu lượng nước thải (Q_L) là các thông số then chốt chi phối đồng thời hiệu quả stripping và thu hồi amoni khi xem xét khả năng mở rộng quy mô. Việc tăng Q_G giúp nâng cao hiệu suất loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ và rút ngắn thời gian xử lý, tuy nhiên nếu vượt quá ngưỡng tối ưu có thể làm giảm hiệu quả hấp thụ khí NH_3 ở công đoạn thu hồi. Tương tự, Q_L cần được lựa chọn phù hợp để cân bằng giữa thời gian xử lý và hiệu suất thu hồi. Do đó, khi triển khai ở quy mô thực tế, cần xem xét sự đánh đổi giữa công suất xử lý và hiệu quả thu hồi amoni, đồng thời ưu tiên các giải pháp điều khiển linh hoạt theo điều kiện vận hành. Việc tăng nhiệt độ nước thải có tác dụng cải thiện quá trình stripping, tuy nhiên trong điều kiện quy mô lớn, thông số này chỉ nên được xem xét như một yếu tố bổ trợ do yêu cầu năng lượng cao. Các hướng tận dụng nguồn nhiệt thải hoặc năng lượng tái tạo có thể được cân nhắc trong các nghiên cứu tiếp theo nhằm nâng cao tính bền vững của hệ thống. Kết quả thực nghiệm cũng cho thấy năng lực của đơn vị hấp thụ đóng vai trò quan trọng trong kiểm soát phát thải NH_3 và nâng cao hiệu suất thu hồi. Do đó, đối với các ứng dụng quy mô lớn hoặc dòng thải có nồng độ amoni cao, cần định hướng nghiên cứu các cấu hình hấp thụ tăng cường hoặc hệ hấp thụ nhiều cấp nhằm đảm bảo hiệu quả môi trường và thu hồi tài nguyên.

Trên cơ sở đó, luận án đề xuất mô hình tích hợp HP2R cho xử lý và thu hồi amoni đặt sau các công đoạn tiền xử lý thích hợp trong hệ thống xử lý nước thải hiện hữu, như minh họa trong Hình 3.33 và Hình 3.34. Mô hình này mang tính định hướng, nhằm làm cơ sở khoa học cho các nghiên cứu tiếp theo về thiết kế chi tiết, mô hình hóa và đánh giá khả năng triển khai trong thực tiễn.



Hình 3. 33. Hướng ứng dụng thiết bị HP2R ở quy mô thực tế



Hình 3. 34. Quy trình công nghệ đề xuất cho ứng dụng thiết bị HP2R cho xử lý và thu hồi amoni nồng độ cao tại hệ thống xử lý nước thải

Tiểu kết chương III: Trong chương này, các thí nghiệm đã được tiến hành nhằm đánh giá ảnh hưởng của các yếu tố vận hành đến hiệu quả quá trình stripping amoni từ nước thải, bao gồm nước thải mô phỏng, nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác. Kết quả cho thấy sự khác biệt đáng kể về hiệu suất loại bỏ amoni phụ thuộc vào đặc tính nguồn nước thải và các điều kiện vận hành như pH, nhiệt độ, lưu lượng khí và thời gian tiếp xúc. Tiếp theo, các thí nghiệm xử lý kết hợp thu hồi amoni đã được thực hiện cho cả nước thải mô phỏng và nước rỉ rác. Kết quả chứng minh khả năng thu hồi amoni ở dạng muối có giá trị, đồng thời giảm đáng kể nồng độ amoni trong nước sau xử lý, đáp ứng các yêu cầu môi trường.

Nhìn chung, quá trình stripping amoni đạt hiệu quả cao nhất ở điều kiện pH kiềm, nhiệt độ phù hợp và tỷ lệ khí/lỏng thích hợp. Thí nghiệm với nước thải mô phỏng, nước thải chăn nuôi và nước rỉ rác cho thấy hiệu suất loại bỏ $\text{NH}_3\text{-N}$ đạt trên 90% khi $\text{pH} \geq 11$, nhiệt độ $\geq 30\text{ }^\circ\text{C}$, tốc độ vòng quay trên 900 rpm và tỷ lệ Q_G/Q_L từ 1000 đến 2000. Trên cơ sở các kết quả nghiên cứu, mô hình ứng dụng nguyên lý tiếp xúc ly tâm trong xử lý và thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R đã được đề xuất cho quy mô thực tế. Các tính toán kinh tế – kỹ thuật với quy mô $150\text{ m}^3/\text{ngày.đêm}$ cho thấy tính khả thi và cạnh tranh về mặt chi phí so với các quá trình thu hồi amoni truyền thống.

KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ

Kết luận

Nghiên cứu đã tập trung đánh giá tiềm năng của thiết bị tiếp xúc ly tâm hiệu năng cao (HP2R) trong công nghệ stripping để xử lý và thu hồi amoni từ nước thải mô phỏng, nước thải chăn nuôi lợn và nước rỉ rác. Từ những kết quả thu được từ nội dung nghiên cứu của luận án, tác giả xin đưa ra một số kết luận chính như sau:

1. Đối với nước thải mô phỏng, thiết bị phản ứng hiệu năng cao dạng quay HP2R cho thấy khả năng tăng cường truyền khối rõ rệt trong quá trình stripping amoni. Hiệu suất xử lý $\text{NH}_3\text{-N}$ đạt trên 95% trong điều kiện $\text{pH} \geq 11$, tốc độ quay $\omega = 900 \text{ rpm}$ và tỷ lệ $Q_G/Q_L \geq 800$, với hệ số chuyển khối tổng quát K_{La} tăng gấp nhiều lần so với điều kiện tiếp xúc trọng lực. Kết quả khẳng định vai trò chi phối của trường lực ly tâm và các thông số vận hành chính (pH , ω , Q_G/Q_L) đối với động học truyền khối khí – lỏng.

2. Đối với nước thải chăn nuôi, quá trình stripping bằng HP2R cho hiệu quả loại bỏ amoni đạt 85–90%, cho thấy khả năng xử lý hiệu quả đối với dòng thải có tỷ lệ C/N thấp và tải lượng nitơ cao. Ảnh hưởng của pH , ω và Q_G/Q_L tới hiệu suất xử lý và K_{La} được thể hiện rõ ràng, tạo cơ sở xác định điều kiện vận hành tối ưu để giảm nhanh nồng độ amoni trước các công đoạn xử lý sinh học tiếp theo.

3. Đối với nước rỉ rác, HP2R duy trì hiệu quả xử lý cao ngay cả ở nồng độ amoni đầu vào lớn ($C_{Li} > 1.000\text{--}1.400 \text{ mg NH}_3\text{-N/L}$). Hiệu suất xử lý đạt khoảng 90–95%, đồng thời hiệu suất thu hồi amoni đạt tới 80–85% khi kết hợp stripping – hấp thụ. Các thông số ω , Q_G và nhiệt độ nước thải (T_{Li}) có ảnh hưởng đáng kể đến thời gian stripping và giá trị K_{La} , cho phép xác định các khoảng vận hành phù hợp nhằm đạt nồng độ $\text{NH}_3\text{-N}$ đầu ra $< 100 \text{ mg/L}$ trong thời gian xử lý ngắn.

4. Xét chung cho cả ba loại nước thải, các điều kiện vận hành tối ưu cho quá trình stripping và thu hồi amoni bằng thiết bị HP2R được xác định trong vùng pH kiềm ($\text{pH} 11\text{--}12$), tốc độ quay trung bình đến cao ($\omega = 900 \text{ rpm}$), tỷ lệ lưu lượng khí/nước lớn ($Q_G/Q_L \geq 800$) và nhiệt độ nước thải ở mức trung bình (khoảng 30°C). Trong các điều kiện này, quá trình đạt được sự cân bằng tối ưu giữa hiệu suất xử lý, hệ số truyền khối K_{La} , thời gian stripping và hiệu suất thu hồi amoni, đồng thời hạn chế các rủi ro vận hành khi xử lý nước thải thực tế.

5. Kết quả tính toán sơ bộ chi phí vận hành ở quy mô $150 \text{ m}^3/\text{ngày.đêm}$ ở mức $21.500\text{--}22.000 \text{ VND/m}^3$. Mô hình được đề xuất ở bước tiền xử lý trong hệ thống (sau bể điều hòa) khi triển khai ở quy mô thực tế để đạt hiệu quả tối đa về xử lý và thu hồi amoni tinh khiết, tránh tạp chất trong dung dịch amoni thu hồi.

Kiến nghị

Thông qua những kết quả thu được và những khó khăn, thách thức gặp phải trong quá trình thực hiện nghiên cứu, nghiên cứu sinh xin đưa ra một số kiến nghị sau cho các hướng nghiên cứu mở rộng trong tương lai:

1. Cần tiếp tục nghiên cứu chuyên sâu về cơ chế truyền khối trong thiết bị HP2R thông qua mô phỏng động lực học chất lỏng (CFD), tập trung tối ưu hóa cấu trúc rôto và vật liệu đệm nhằm nâng cao hiệu suất truyền khối và hạn chế tắc nghẽn khi xử lý các loại nước thải thực tế. Các nghiên cứu ở quy mô pilot và bán công nghiệp cũng cần được triển khai để kiểm chứng tính ổn định và khả năng mở rộng của thiết bị trong điều kiện vận hành liên tục.

2. Các vấn đề cơ – nhiệt phát sinh khi vận hành ở tốc độ quay cao, như quá nhiệt do ma sát và rung động trục rôto, cần được phân tích và đánh giá sâu hơn nhằm hoàn thiện thiết kế và nâng cao độ bền, độ tin cậy của thiết bị trong quá trình vận hành liên tục.

3. Cần nghiên cứu bổ sung các hiện tượng phát sinh trong quá trình stripping thực tế, bao gồm cặn bám trên vật liệu đệm và sự đồng stripping của các hợp chất dễ bay hơi khác, nhằm làm rõ ảnh hưởng của chúng tới hiệu suất thu hồi và chất lượng amoni, qua đó mở rộng cơ sở khoa học cho các hướng ứng dụng tiếp theo.

DANH MỤC CÔNG TRÌNH CỦA TÁC GIẢ

1. Công bố thuộc tạp chí SCIE – Q1 ($IF_{2023} = 7.7$):

Viet M. Trinh, Thao Phuong Nguyen, Tung Huu Pham, Hieu Minh Trinh, Minh Tuan Nguyen, Manh Van Do, Long Thanh Ngo, Tuyen Van Trinh, Intensified ammonia stripping from landfill leachate using a high-performance rotating reactor, Journal of Environmental Chemical Engineering, Volume 11, Issue 5, 2023, 110416, ISSN 2213-3437, <https://doi.org/10.1016/j.jece.2023.110416>;

2. Công bố thuộc tạp chí SCIE – Q1 ($IF_{2025} = 3.9$):

Viet M. Trinh, Thao Phuong Nguyen, Doan Thi Pham, Hanh Thi Duong, Manh Van Do, Long Thanh Ngo, Tuyen Van Trinh, Ammonia removal and recovery from landfill leachate via intensified stripping and absorption using a High-Performance Rotating Reactor, Chemical Engineering and Processing - Process Intensification, 2025, 110348, ISSN 0255-2701, <https://doi.org/10.1016/j.cep.2025.110348>.

3. Công bố thuộc tạp chí Scopus:

Viet M. Trinh, Van Tuyen Trinh, Phuong Thao Nguyen, Huu Tung Pham, Tuan Minh Nguyen, Van Manh Do, Thanh Long Ngo. Ammonia removal from digested swine wastewater using a High-Performance Rotating Reactor. Vietnam Journal of Science and Technology **62** (4) (2024) 775-786. [doi:10.15625/2525-2518/18070](https://doi.org/10.15625/2525-2518/18070);

4. Công bố thuộc tạp chí trong nước (Điểm tạp chí = 1 theo HDGSNN):

Minh Viet Trinh, Tuan Minh Nguyen, Van Tuyen Trinh, Van Manh Do, Thanh Long Ngo, Yi-Hung Chen, Min-Hao Yuan. Evaluation of the operational factors affecting the stripping efficiency of ammonia from aqueous solution using a High-Performance Rotating Reactor (HP2R), Vietnam Journal of Science and Technology 60 (5B) (2022) 265-279. [doi:10.15625/2525-2518/17383](https://doi.org/10.15625/2525-2518/17383);

5. Sách chuyên khảo:

Đỗ Văn Mạnh (c.b.), Lê Xuân Thanh Thảo, Nguyễn Tuấn Minh, Huỳnh Đức Long, **Trịnh Minh Việt**, Trần Công Hải, Lương Hữu Thành (2023). Công nghệ xử lý và tuần hoàn bùn thải. Nhà Xuất bản Khoa học tự nhiên và Công nghệ, ISBN: 978-604-357-179-0;

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Ghavam, S., Vahdati, M., Wilson, I.A.G., and Styring, P., *Sustainable Ammonia Production Processes*. 2021. **9**.
2. MacFarlane, D.R., et al., *A Roadmap to the Ammonia Economy*. Joule, 2020. **4**(6): p. 1186-1205.
3. Hasan, M.H., Mahlia, T.M.I., Mofijur, M., Rizwanul Fattah, I.M., Handayani, F., Ong, H.C., and Silitonga, A.S., *A Comprehensive Review on the Recent Development of Ammonia as a Renewable Energy Carrier*. 2021. **14**(13): p. 3732.
4. Battye, W., Aneja, V.P., and Schlesinger, W.H., *Is nitrogen the next carbon? Earth's Future*, 2017. **5**(9): p. 894-904.
5. Edwards, T.M., Puglis, H.J., Kent, D.B., Durán, J.L., Bradshaw, L.M., and Farag, A.M., *Ammonia and aquatic ecosystems – A review of global sources, biogeochemical cycling, and effects on fish*. Science of The Total Environment, 2024. **907**: p. 167911.
6. Product, A., *Ammonia*. MSDS 1003, 1999: p. Pub 320-709.
7. Widdison, P.E. and Burt, T.P., *Nitrogen Cycle*, in *Encyclopedia of Ecology*, S.E. Jørgensen and B.D. Fath, Editors. 2008, Academic Press: Oxford. p. 2526-2533.
8. Li, D., Zhou, Y., Long, Q., Li, R., and Lu, C., *Ammonia nitrogen adsorption by different aquifer media: An experimental trial for nitrogen removal from groundwater*. Human and Ecological Risk Assessment: An International Journal, 2020. **26**(9): p. 2434-2446.
9. Lingle, D. *Origin of High Levels of Ammonium in Groundwater, Ottawa County, Michigan*. 2013.
10. Vũ Thị, D., Phạm Thị Kim Trang, Đàm, N.T., Việt, P.H., Lenny, H.E.W., and Benjamin, C.B., *Sự biến đổi sau 10 năm của amoni trong nước ngầm ở khu vực đông nam Hà Nội*. Bản B của Tạp chí Khoa học và Công nghệ Việt Nam, 2024. **66**(10ĐB-HH).
11. McMahon, K.D. and Newton, R.J., *Chapter 23 - Pelagic Bacteria, Archaea, and Viruses*, in *Wetzel's Limnology (Fourth Edition)*, I.D. Jones and J.P. Smol, Editors. 2024, Academic Press: San Diego. p. 705-757.
12. Liang, Y.-C., Daverey, A., Huang, Y.-T., Sung, S., and Lin, J.-G., *Treatment of semiconductor wastewater using single-stage partial nitrification and anammox in a pilot-scale reactor*. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 2016. **63**: p. 236-242.
13. Abu, N.F., Yahya, N.Y., Mansur, F.Z., and Muhammad, N., *Removal of ammonia from rubber wastewater using rubber-sludge-based biochar to enhance biogas production*. Process Safety and Environmental Protection, 2024. **192**: p. 378-385.
14. *Giá trị ngành chăn nuôi chiếm trên 26% GDP*. [cited 2025 July]; Available from: <https://vcci.com.vn/tin-tuc/gia-tri-nganh-chan-nuoi-chiem-tren-26-gdp>.
15. An, T., *Ngành chăn nuôi lợn: Vượt thách thức, tăng sức cạnh tranh*. Chăn nuôi Việt Nam, 2022.
16. Trung, P.C., Anh, T.T.L., Giang, N.L., Oanh, P.T.K., Thông, Đ.V., and Hương, B.T.L., *Khảo sát hiện trạng quản lý chất thải chăn nuôi lợn tại một số cơ sở/trang trại chăn nuôi trên địa bàn tỉnh Hải Dương*. Tạp chí Khoa học và Công nghệ Thủy Lợi, 2021. **69**.
17. Hà, N.T., Anh, N.V., and Anh, N.N., *Đánh giá dòng nước thải và hiện trạng xử lý tại một số cơ sở chăn nuôi lợn*. Tạp chí Môi trường, 2020. **01/2020**.
18. Đỗ, Q.T., Đoàn, V.H., Bùi, D.C., Nguyễn, T.N., Nguyễn, Q.M., and Chu, X.Q., *Nghiên cứu quá trình phân hủy kỵ khí chất thải chăn nuôi lợn và rác hữu cơ trong sinh hoạt nông thôn để sinh khí mêtan và phân hữu cơ*. Bản B của Tạp chí Khoa học và Công nghệ Việt Nam, 2019. **61**(1).

19. Giang, N.T.H., Huong, L.T.T., Yabe, M., Thang, N.T., Hieu, V.N., and Son, C.T., *Recycling wastewater in intensive swine farms: selected case studies in Vietnam*. Journal of the Faculty of Agriculture, Kyushu University, 2021. **66**(1): p. 115-121.
20. Rajagopal, R., Massé, D.I., and Singh, G., *A critical review on inhibition of anaerobic digestion process by excess ammonia*. Bioresour Technol, 2013. **143**: p. 632-41.
21. LENKIEWICZ, Z., *Global Waste Management Outlook 2024*. J Beyond an age of waste: Turning rubbish into a resource. United Nations Environment Programme. Nairobi, Quênia, 2024.
22. Torretta, V., Ferronato, N., Katsoyiannis, I.A., Tolkou, A.K., and Airoidi, M., *Novel and conventional technologies for landfill leachates treatment: A review*. Sustainability, 2016. **9**(1): p. 9.
23. Bashir, M.J., Aziz, H.A., Yusoff, M.S., and Aziz, S.Q., *Color and chemical oxygen demand removal from mature semi-aerobic landfill leachate using anion-exchange resin: An equilibrium and kinetic study*. Environmental engineering science, 2012. **29**(5): p. 297-305.
24. Aziz, S.Q., *Produced Leachate from Erbil Landfill Site, Iraq: Characteristics, Anticipated Environmental Threats and Treatment*. 2013.
25. Mukherjee, S., Mukhopadhyay, S., Hashim, M.A., and Sen Gupta, B., *Contemporary environmental issues of landfill leachate: assessment and remedies*. Critical reviews in environmental science technology, 2015. **45**(5): p. 472-590.
26. Reshadi, M.A.M., Bazargan, A., and McKay, G., *A review of the application of adsorbents for landfill leachate treatment: Focus on magnetic adsorption*. Science of The Total Environment, 2020. **731**: p. 138863.
27. Bashir, M.J., Aziz, H.A., Aziz, S.Q., and Abu Amr, S.S., *An overview of electro-oxidation processes performance in stabilized landfill leachate treatment*. Desalination and Water treatment, 2013. **51**(10-12): p. 2170-2184.
28. Renou, S., Givaudan, J., Poulain, S., Dirassouyan, F., and Moulin, P., *Landfill leachate treatment: Review and opportunity*. Journal of hazardous materials, 2008. **150**(3): p. 468-493.
29. Doulia, D., Leodopoulos, C., Gimouhopoulos, K., and Rigas, F., *Adsorption of humic acid on acid-activated Greek bentonite*. Journal of Colloid Interface Science, 2009. **340**(2): p. 131-141.
30. Jones, M.N. and Bryan, N.D., *Colloidal properties of humic substances*. Advances in colloid interface science, 1998. **78**(1): p. 1-48.
31. Zhao, L., et al., *Adsorption of humic acid from aqueous solution onto irradiation-crosslinked carboxymethylchitosan*. Bioresource Technology Reports, 2008. **99**(6): p. 1911-1917.
32. Dong, C., Chen, W., and Liu, C., *Preparation of novel magnetic chitosan nanoparticle and its application for removal of humic acid from aqueous solution*. Applied Surface Science, 2014. **292**: p. 1067-1076.
33. Tatsi, A. and Zouboulis, A.J.A.i.E.R., *A field investigation of the quantity and quality of leachate from a municipal solid waste landfill in a Mediterranean climate (Thessaloniki, Greece)*. 2002. **6**(3): p. 207-219.
34. Leite, V.D., Barros, A.J., Lopes, W.S., and Sousa, J.T.d., *Ammonia nitrogen desorption from sanitary landfill leachate in filling towers*. Engenharia Agrícola, 2014. **34**: p. 542-553.
35. Brian Oram, P. *Ammonia in Groundwater, Runoff, Surface Water, Lakes and Streams*. Available from: <https://water-research.net/index.php/ammonia-in-groundwater-runoff-and-streams>.

36. Böhlke, J.K., Smith, R.L., and Miller, D.N., *Ammonium transport and reaction in contaminated groundwater: Application of isotope tracers and isotope fractionation studies*. Water Resources Research, 2006. **42**(5).
37. Trần Tứ Hiếu, N.V.N., Phạm Hùng Việt, *Hoá học môi trường*. 1999: Nxb. ĐHQG Hà Nội.
38. Chi, Đ.K., *Hóa học Môi trường*. 2006: Nxb. Xây dựng.
39. Karri, R.R., Sahu, J.N., and Chimmiri, V., *Critical review of abatement of ammonia from wastewater*. Journal of Molecular Liquids, 2018. **261**: p. 21-31.
40. Meena, R.A.A., Yakesh Kannah, R., Sindhu, J., Ragavi, J., Kumar, G., Gunasekaran, M., and Rajesh Banu, J., *Trends and resource recovery in biological wastewater treatment system*. Bioresource Technology Reports, 2019. **7**: p. 100235.
41. Fux, C., Boehler, M., Huber, P., Brunner, I., and Siegrist, H., *Biological treatment of ammonium-rich wastewater by partial nitrification and subsequent anaerobic ammonium oxidation (anammox) in a pilot plant*. Journal of Biotechnology, 2002. **99**(3): p. 295-306.
42. Wu, Y., et al., *Comparison study on the performance of two different gas-permeable membranes used in a membrane-aerated biofilm reactor*. Science of The Total Environment, 2019. **658**: p. 1219-1227.
43. Taddeo, R., Honkanen, M., Kolppo, K., and Lepistö, R., *Nutrient management via struvite precipitation and recovery from various agroindustrial wastewaters: Process feasibility and struvite quality*. Journal of Environmental Management, 2018. **212**: p. 433-439.
44. Borojovich, E.J.C., Münster, M., Rafailov, G., and Porat, Z.e., *Precipitation of Ammonium from Concentrated Industrial Wastes as Struvite: A Search for the Optimal Reagents*. Water Environment Research, 2010. **82**(7): p. 586-591.
45. Wu, H. and Vaneeckhaute, C., *Nutrient recovery from wastewater: A review on the integrated Physicochemical technologies of ammonia stripping, adsorption and struvite precipitation*. Chemical Engineering Journal, 2022. **433**: p. 133664.
46. Ryu, H.-D., Kim, D., and Lee, S.-I., *Application of struvite precipitation in treating ammonium nitrogen from semiconductor wastewater*. Journal of Hazardous Materials, 2008. **156**(1): p. 163-169.
47. Tünay, O. and KabdaşLi, I., *Struvite precipitation from industrial and landfill waste streams*. Second International Conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal wastes: p. 12-13.
48. Xu, K., Zhang, C., Li, J., Cheng, X., and Wang, C., *Removal and recovery of N, P and K from urine via ammonia stripping and precipitations of struvite and struvite-K*. Water Science and Technology, 2016. **75**(1): p. 155-164.
49. Fahmi, M.A., Rohman, A., Ahsan, S.A., Firmansyah, F., Perdananugraha, G.M., and Rusydi, A.F., *Evaluation of ammonium issues in Indonesian groundwater: Potential sources and removal methods*. IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 2023. **1201**(1): p. 012108.
50. Clark, B. and Tarpeh, W.A., *Selective Recovery of Ammonia Nitrogen from Wastewaters with Transition Metal-Loaded Polymeric Cation Exchange Adsorbents*. Chemistry – A European Journal, 2020. **26**(44): p. 10099-10112.
51. Xu, Q., Li, W., Ma, L., Cao, D., Owens, G., and Chen, Z., *Simultaneous removal of ammonia and phosphate using green synthesized iron oxide nanoparticles dispersed onto zeolite*. Science of The Total Environment, 2020. **703**: p. 135002.

52. Eljamal, O., Eljamal, R., Maamoun, I., Khalil, A.M.E., Shubair, T., Falyouna, O., and Sugihara, Y., *Efficient treatment of ammonia-nitrogen contaminated waters by nano zero-valent iron/zeolite composite*. Chemosphere, 2022. **287**: p. 131990.
53. Scandelai, A.P.J., Zotesso, J.P., Jegatheesan, V., Cardozo-Filho, L., and Tavares, C.R.G., *Intensification of supercritical water oxidation (ScWO) process for landfill leachate treatment through ion exchange with zeolite*. Waste Management, 2020. **101**: p. 259-267.
54. Tao, B., Donnelly, J., Oliveira, I., Anthony, R., Wilson, V., and Esteves, S.R., *Enhancement of microbial density and methane production in advanced anaerobic digestion of secondary sewage sludge by continuous removal of ammonia*. Bioresource Technology, 2017. **232**: p. 380-388.
55. Dai, X., Ye, N., Luo, F., and Dong, B., *Enhancement of anaerobic digestive efficiency by the use of exchange resin to remove cations in sewage sludge*. Desalination and Water Treatment, 2016. **57**(14): p. 6202-6208.
56. Imchuen, N., Lubphoo, Y., Chyan, J.-M., Padungthong, S., and Liao, C.-H., *Using cation exchange resin for ammonium removal as part of sequential process for nitrate reduction by nanoiron*. Sustainable Environment Research, 2016. **26**(4): p. 156-160.
57. Bhatnagar, A. and Sillanpää, M., *Removal of natural organic matter (NOM) and its constituents from water by adsorption – A review*. Chemosphere, 2017. **166**: p. 497-510.
58. Zhang, W., Fu, R., Wang, L., Zhu, J., Feng, J., and Yan, W., *Rapid removal of ammonia nitrogen in low-concentration from wastewater by amorphous sodium titanate nanoparticles*. Science of The Total Environment, 2019. **668**: p. 815-824.
59. Wongcharee, S., Aravinthan, V., and Erdei, L., *Removal of natural organic matter and ammonia from dam water by enhanced coagulation combined with adsorption on powdered composite nano-adsorbent*. Environmental Technology & Innovation, 2020. **17**: p. 100557.
60. Rieth, A.J., Wright, A.M., and Dincă, M., *Kinetic stability of metal–organic frameworks for corrosive and coordinating gas capture*. Nature Reviews Materials, 2019. **4**(11): p. 708-725.
61. Ren, Z., Jia, B., Zhang, G., Fu, X., Wang, Z., Wang, P., and Lv, L., *Study on adsorption of ammonia nitrogen by iron-loaded activated carbon from low temperature wastewater*. Chemosphere, 2021. **262**: p. 127895.
62. Cheng, H., Zhu, Q., and Xing, Z., *Adsorption of ammonia nitrogen in low temperature domestic wastewater by modification bentonite*. Journal of Cleaner Production, 2019. **233**: p. 720-730.
63. Mousavi, S.V., et al., *Ammonia removal from industrial effluent using zirconium oxide and graphene-oxide nanocomposites*. Chemosphere, 2022. **297**: p. 134008.
64. Ma, X., Li, Y., Xu, D., Tian, H., and Yang, H., *Simultaneous adsorption of ammonia and phosphate using ferric sulfate modified carbon/zeolite composite from coal gasification slag*. Journal of Environmental Management, 2022. **305**: p. 114404.
65. Vo, H.T., Kim, J., Kim, N.Y., Lee, J.-K., and Joo, J.B., *Effect of pore texture property of mesoporous alumina on adsorption performance of ammonia gas*. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2020. **91**: p. 129-138.
66. Adam, M.R., Othman, M.H.D., Puteh, M.H., Ismail, A.F., Mustafa, A., Rahman, M.A., and Jaafar, J., *Impact of sintering temperature and pH of feed solution on adsorptive removal of ammonia from wastewater using clinoptilolite based hollow fibre ceramic membrane*. Journal of Water Process Engineering, 2020. **33**: p. 101063.

67. Adam, M.R., Othman, M.H.D., Hubadillah, S.K., Abd Aziz, M.H., and Jamalludin, M.R., *Application of natural zeolite clinoptilolite for the removal of ammonia in wastewater*. Materials Today: Proceedings, 2023.
68. Huang, J., Kankanamge, N.R., Chow, C., Welsh, D.T., Li, T., and Teasdale, P.R., *Removing ammonium from water and wastewater using cost-effective adsorbents: A review*. Journal of Environmental Sciences, 2018. **63**: p. 174-197.
69. Huang, H., Xiao, D., Pang, R., Han, C., and Ding, L., *Simultaneous removal of nutrients from simulated swine wastewater by adsorption of modified zeolite combined with struvite crystallization*. Chemical Engineering Journal, 2014. **256**: p. 431-438.
70. Hasanoglu, A., Romero, J., Pérez, B., and Plaza, A., *Ammonia removal from wastewater streams through membrane contactors: Experimental and theoretical analysis of operation parameters and configuration*. Chemical Engineering Journal, 2010. **160**(2): p. 530-537.
71. Gabelman, A. and Hwang, S.-T., *Hollow fiber membrane contactors*. Journal of Membrane Science, 1999. **159**(1): p. 61-106.
72. Wong, R.C.K. and Maini, B.B., *Gas bubble growth in heavy oil-filled sand packs under undrained unloading*. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2007. **55**(3): p. 259-270.
73. Ashrafizadeh, S.N. and Khorasani, Z., *Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors*. Chemical Engineering Journal, 2010. **162**(1): p. 242-249.
74. *Community Guide to Air Stripping*. Available from: <https://semspub.epa.gov/work/HQ/401577.pdf>.
75. Kinidi, L., Tan, I.A.W., Abdul Wahab, N.B., Tamrin, K.F.B., Hipolito, C.N., and Salleh, S.F., *Recent Development in Ammonia Stripping Process for Industrial Wastewater Treatment*. International Journal of Chemical Engineering, 2018. **2018**(1): p. 3181087.
76. Shen, Y., Tan, M.T.T., Chong, C., Xiao, W., and Wang, C.-H., *An environmental friendly animal waste disposal process with ammonia recovery and energy production: Experimental study and economic analysis*. Waste Management, 2017. **68**: p. 636-645.
77. Chen, T.-L., Chen, L.-H., Lin, Y.J., Yu, C.-P., Ma, H.-w., and Chiang, P.-C., *Advanced ammonia nitrogen removal and recovery technology using electrokinetic and stripping process towards a sustainable nitrogen cycle: A review*. Journal of Cleaner Production, 2021. **309**: p. 127369.
78. Wei, S.P., van Rossum, F., van de Pol, G.J., and Winkler, M.-K.H., *Recovery of phosphorus and nitrogen from human urine by struvite precipitation, air stripping and acid scrubbing: A pilot study*. Chemosphere, 2018. **212**: p. 1030-1037.
79. Provolo, G., Perazzolo, F., Mattachini, G., Finzi, A., Naldi, E., and Riva, E., *Nitrogen removal from digested slurries using a simplified ammonia stripping technique*. Waste Management, 2017. **69**: p. 154-161.
80. Bonmatí, A. and Flotats, X., *Air stripping of ammonia from pig slurry: characterisation and feasibility as a pre- or post-treatment to mesophilic anaerobic digestion*. Waste Management, 2003. **23**(3): p. 261-272.
81. Ulu, F. and Kobya, M., *Ammonia removal from wastewater by air stripping and recovery struvite and calcium sulphate precipitations from anesthetic gases manufacturing wastewater*. Journal of Water Process Engineering, 2020. **38**: p. 101641.
82. Youcai, Z., *Pollution control technology for leachate from municipal solid waste: landfills, incineration plants, and transfer stations*. 2018: Butterworth-Heinemann.

83. Zhao, Q.-B., Ma, J., Zeb, I., Yu, L., Chen, S., Zheng, Y.-M., and Frear, C., *Ammonia recovery from anaerobic digester effluent through direct aeration*. Chemical Engineering Journal, 2015. **279**: p. 31-37.
84. Zangeneh, A., Sabzalipour, S., Takdatsan, A., Yengejeh, R.J., and Khafaie, M.A., *Ammonia removal form municipal wastewater by air stripping process: An experimental study*. South African Journal of Chemical Engineering, 2021. **36**: p. 134-141.
85. dos Santos, H.A.P., de Castilhos Júnior, A.B., Nadaleti, W.C., and Lourenço, V.A., *Ammonia recovery from air stripping process applied to landfill leachate treatment*. Environmental Science and Pollution Research, 2020. **27**(36): p. 45108-45120.
86. Kim, E.J., Kim, H., and Lee, E., *Influence of Ammonia Stripping Parameters on the Efficiency and Mass Transfer Rate of Ammonia Removal*. 2021. **11**(1): p. 441.
87. Rao, D.P., *The Story of "HIGEE"*. Indian Chemical Engineer, 2015. **57**(3-4): p. 282-299.
88. Santos, H.A.P., de Castilhos Júnior, A.B., Nadaleti, W.C., and Lourenço, V.A., *Ammonia recovery from air stripping process applied to landfill leachate treatment*. Environmental Science and Pollution Research, 2020. **27**(36): p. 45108-45120.
89. Mulchandani, A. and Westerhoff, P., *Recovery opportunities for metals and energy from sewage sludges*. Bioresource Technology, 2016. **215**: p. 215-226.
90. Smith, D.P. and Smith, N.T., *Anaerobic-ion exchange (AN-IX) process for local-scale nitrogen recovery from wastewater*. Bioresource Technology, 2015. **196**: p. 324-331.
91. Luo, P., et al., *Nitrogen removal and recovery from lagoon-pretreated swine wastewater by constructed wetlands under sustainable plant harvesting management*. Bioresource Technology, 2018. **258**: p. 247-254.
92. Lin, Y., Guo, M., Shah, N., and Stuckey, D.C., *Economic and environmental evaluation of nitrogen removal and recovery methods from wastewater*. Bioresource Technology, 2016. **215**: p. 227-238.
93. Li, R.-h., Li, B., and Li, X.-y., *An integrated membrane bioreactor system with iron-dosing and side-stream co-fermentation for enhanced nutrient removal and recovery: System performance and microbial community analysis*. Bioresource Technology, 2018. **260**: p. 248-255.
94. Ye, L., Li, D., Zhang, J., and Zeng, H., *Resuscitation of starved anaerobic ammonium oxidation sludge system: Impacts of repeated short-term starvation*. Bioresource Technology, 2018. **263**: p. 458-466.
95. Nancharaiyah, Y.V., Venkata Mohan, S., and Lens, P.N.L., *Recent advances in nutrient removal and recovery in biological and bioelectrochemical systems*. Bioresource Technology, 2016. **215**: p. 173-185.
96. Ledezma, P., Kuntke, P., Buisman, C.J.N., Keller, J., and Freguia, S., *Source-separated urine opens golden opportunities for microbial electrochemical technologies*. Trends in Biotechnology, 2015. **33**(4): p. 214-220.
97. Erisman, J.W., et al., *Consequences of human modification of the global nitrogen cycle*. Philosophical Transactions of the Royal Society B: Biological Sciences, 2013. **368**(1621): p. 20130116.
98. Fowler, D., et al., *The global nitrogen cycle in the twenty-first century*. Philosophical Transactions of the Royal Society B: Biological Sciences, 2013. **368**(1621): p. 20130164.
99. Heffer, P. and Prud'homme, M.J.P., France: International Fertilizer Industry Association, *Fertilizer Outlook 2014–2018*. 2014.

100. Ye, Y., et al., *Insight into chemical phosphate recovery from municipal wastewater*. Science of the Total Environment, 2017. **576**: p. 159-171.
101. Phước, N.V., *Giáo trình xử lý nước thải sinh hoạt và công nghiệp bằng phương pháp sinh học*. nhà xuất bản Xây Dựng, 2011.
102. Xia, Y., Zhang, T., and Fang, H.H.P., *Thermophilic anaerobic degradation of microcrystalline cellulose using mixed culture enriched from anaerobic digestion sludge*. Procedia Environmental Sciences, 2012. **12**: p. 3-8.
103. Foley, J., de Haas, D., Hartley, K., and Lant, P., *Comprehensive life cycle inventories of alternative wastewater treatment systems*. Water Research, 2010. **44**(5): p. 1654-1666.
104. Yang, D., Chen, Q., Liu, R., Song, L., Zhang, Y., and Dai, X., *Ammonia recovery from anaerobic digestate: State of the art, challenges and prospects*. Bioresource Technology, 2022. **363**: p. 127957.
105. Kuypers, M.M.M., Marchant, H.K., and Kartal, B., *The microbial nitrogen-cycling network*. Nature Reviews Microbiology, 2018. **16**(5): p. 263-276.
106. Munasinghe-Arachchige, S.P. and Nirmalakhandan, N., *Nitrogen-Fertilizer Recovery from the Centrate of Anaerobically Digested Sludge*. Environmental Science & Technology Letters, 2020. **7**(7): p. 450-459.
107. Cruz, H., et al., *Mainstream Ammonium Recovery to Advance Sustainable Urban Wastewater Management*. Environmental Science & Technology, 2019. **53**(19): p. 11066-11079.
108. Huang, H., Liu, J., Xu, C., and Gao, F., *Recycling struvite pyrolysate obtained at negative pressure for ammonia nitrogen removal from landfill leachate*. Chemical Engineering Journal, 2016. **284**: p. 1204-1211.
109. Vaneeckhaute, C., Lebuf, V., Michels, E., Belia, E., Vanrolleghem, P.A., Tack, F.M.G., and Meers, E., *Nutrient Recovery from Digestate: Systematic Technology Review and Product Classification*. Waste and Biomass Valorization, 2017. **8**(1): p. 21-40.
110. Tian, X., Gao, Z., Feng, H., Zhang, Z., Li, J., and Wang, A., *Efficient nutrient recovery/removal from real source-separated urine by coupling vacuum thermal stripping with activated sludge processes*. Journal of Cleaner Production, 2019. **220**: p. 965-973.
111. Guo, J.-S., Abbas, A.A., Chen, Y.-P., Liu, Z.-P., Fang, F., and Chen, P., *Treatment of landfill leachate using a combined stripping, Fenton, SBR, and coagulation process*. Journal of Hazardous Materials, 2010. **178**(1): p. 699-705.
112. Nurisepehr, M., Jorfi, S., Rezaei Kalantary, R., Akbari, H., Soltani, R.D., and Samaei, M., *Sequencing treatment of landfill leachate using ammonia stripping, Fenton oxidation and biological treatment*. Waste Manag Res, 2012. **30**(9): p. 883-7.
113. Ferraz, F.M., Povinelli, J., and Vieira, E.M., *Ammonia removal from landfill leachate by air stripping and absorption*. Environmental Technology, 2013. **34**(15): p. 2317-2326.
114. Santos, H., Júnior, A., Nadaleti, W., and Lourenço, V., *Ammonia recovery from air stripping process applied to landfill leachate treatment*. Environmental Science and Pollution Research, 2020. **27**.
115. Ramshaw, C. and Mallinson, R.H., *Mass transfer process*. US Patent No. 4,283,255, 1981.
116. Cortes Garcia, G.E., van der Schaaf, J., and Kiss, A.A., *A review on process intensification in HiGee distillation*. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 2017. **92**(6): p. 1136-1156.

117. Burns, J., Jamil, J., and Ramshaw, C., *Process intensification: operating characteristics of rotating packed beds—determination of liquid hold-up for a high-voidage structured packing*. Chemical Engineering Science, 2000. **55**(13): p. 2401-2415.
118. Burns, J.R., Jamil, J.N., and Ramshaw, C., *Process intensification: operating characteristics of rotating packed beds — determination of liquid hold-up for a high-voidage structured packing*. Chemical Engineering Science, 2000. **55**(13): p. 2401-2415.
119. Singh, S.P., Wilson, J.H., Counce, R.M., Lucero, A.J., Reed, G.D., Ashworth, R.A., and Elliott, M.G., *Removal of volatile organic compounds from groundwater using a rotary air stripper*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1992. **31**(2): p. 574-580.
120. Liu, H.-S., Lin, C.-C., Wu, S.-C., and Hsu, H.-W., *Characteristics of a Rotating Packed Bed*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1996. **35**(10): p. 3590-3596.
121. Bašić, A. and Duduković, M.P., *Liquid holdup in rotating packed beds: Examination of the film flow assumption*. AIChE Journal, 1995. **41**(2): p. 301-316.
122. Chen, Y.H., et al., *Modeling Ozone Contacting Process in a Rotating Packed Bed*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2004. **43**(1): p. 228-236.
123. Guo, K., Guo, F., Feng, Y., Chen, J., Zheng, C., and Gardner, N.C., *Synchronous visual and RTD study on liquid flow in rotating packed-bed contactor*. Chemical Engineering Science, 2000. **55**(9): p. 1699-1706.
124. Xie, P., Lu, X., Yang, X., Ingham, D., Ma, L., and Pourkashanian, M., *Characteristics of liquid flow in a rotating packed bed for CO₂ capture: A CFD analysis*. Chemical Engineering Science, 2017. **172**: p. 216-229.
125. Hendry, J.R., Lee, J.G.M., and Attidekou, P.S., *Pressure drop and flooding in rotating packed beds*. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification, 2020. **151**: p. 107908.
126. Munjal, S., Duduković, M.P., and Ramachandran, P., *Mass-transfer in rotating packed beds—II. Experimental results and comparison with theory and gravity flow*. Chemical Engineering Science, 1989. **44**(10): p. 2257-2268.
127. Gudena, K., Rangaiah, G.P., and Lakshminarayanan, S., *Modeling and analysis of solid catalyzed reactive HiGee stripping*. Chemical Engineering Science, 2012. **80**: p. 242-252.
128. Yuan, M.-H., Chen, Y.-H., Tsai, J.-Y., and Chang, C.-Y., *Ammonia removal from ammonia-rich wastewater by air stripping using a rotating packed bed*. Process Safety and Environmental Protection, 2016. **102**: p. 777-785.
129. Yuan, M.-H., Chen, Y.-H., Tsai, J.-Y., and Chang, C.-Y., *Removal of ammonia from wastewater by air stripping process in laboratory and pilot scales using a rotating packed bed at ambient temperature*. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 2016. **60**: p. 488-495.
130. Trinh, V.M., et al., *Chlorine dioxide gas generation using rotating packed bed for air disinfection in a hospital*. Journal of Cleaner Production, 2021. **320**: p. 128885.
131. Lin, C.-C., Liu, W.-T., and Tan, C.-S., *Removal of Carbon Dioxide by Absorption in a Rotating Packed Bed*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2003. **42**(11): p. 2381-2386.
132. Lin, C.-C. and Chen, B.-C., *Carbon dioxide absorption in a cross-flow rotating packed bed*. Chemical Engineering Research and Design, 2011. **89**(9): p. 1722-1729.
133. Rahimi, M.R. and Mosleh, S., *CO₂ Removal from Air in a Countercurrent Rotating Packed Bed, Experimental Determination of Height of Transfer Unit*. Advances in Environmental Technology, 2015. **1**(1): p. 25-30.

134. Chen, Y.-S. and Liu, H.-S., *Absorption of VOCs in a Rotating Packed Bed*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2002. **41**(6): p. 1583-1588.
135. Lin, C.-C., Wei, T.-Y., Hsu, S.-K., and Liu, W.-T., *Performance of a pilot-scale cross-flow rotating packed bed in removing VOCs from waste gas streams*. Separation and Purification Technology, 2006. **52**(2): p. 274-279.
136. Chiang, C.-Y., Liu, Y.-Y., Chen, Y.-S., and Liu, H.-S., *Absorption of Hydrophobic Volatile Organic Compounds by a Rotating Packed Bed*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2012. **51**(27): p. 9441-9445.
137. Chen, J.-F. *The recent developments in the HiGee technology*. in *GPE-EPIC Conference, Venice, Italy*. 2009.
138. Quaderer, G.J., Trent, D.L., Stewart, E.J., Tirtowidjojo, D., Mehta, A.J., and Tirtowidjojo, C.A., *Method for synthesis of hypohalous acid*. 2000, Google Patents.
139. Trent, D. and TIRTOWIDJOJO, D., *Intensifying the process*. Chemical engineer, 2003(742): p. 30-31.
140. Gao, X., Ding, H., Du, Z., Wu, Z., Fang, M., Luo, Z., and Cen, K., *Gas-liquid absorption reaction between (NH₄)₂SO₃ solution and SO₂ for ammonia-based wet flue gas desulfurization*. Applied Energy, 2010. **87**(8): p. 2647-2651.
141. Jiang, X., Liu, Y., and Gu, M., *Absorption of Sulphur Dioxide with Sodium Citrate Buffer Solution in a Rotating Packed Bed*. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2011. **19**(4): p. 687-692.
142. Reay, D., Ramshaw, C., and Harvey, A., *Process Intensification: Engineering for efficiency, sustainability and flexibility*. 2013: Butterworth-Heinemann.
143. Harbold, G. and Park, J. *Using the GasTran deaeration system to achieve low dissolved oxygen levels for superior line speed and product quality: a case study in carbonated soft drink bottling*. in *7th International Conference on Process Intensification, Albany, NY*. 2008.
144. Wang, G.Q., Xu, Z.C., and Ji, J.B., *Progress on Hige distillation—Introduction to a new device and its industrial applications*. Chemical Engineering Research and Design, 2011. **89**(8): p. 1434-1442.
145. Carley, B. and Mavinic, D., *The effects of external carbon loading on nitrification and denitrification of a high-ammonia landfill leachate*. Research Journal of the Water Pollution Control Federation, 1991: p. 51-59.
146. GIANG, N.T.H., HUONG, L.T.T., YABE, M., THANG, N.T., HIEU, V.N., and SON, C.T., *Recycling Wastewater in Intensive Swine Farms: Selected Case Studies in Vietnam*. Journal- Faculty of Agriculture Kyushu University, 2021. **66**(1): p. 115-121.
147. Trần, Đ.K., et al., *Nghiên cứu thu hồi và đánh giá các tính chất của kết tủa struvite từ nước thải*. Tạp chí Khoa học Trường Đại học Cần Thơ Phần A: Khoa học Tự nhiên, Công nghệ và môi trường, 2021. **6A**: p. 90 - 97.
148. Võ, C.C., Ngô, T.P.H., and Nguyễn, V.P., *Đề xuất mô hình kinh tế tuần hoàn đối với nước thải sản xuất mủ latex trên cơ sở kết tủa struvite*. Tạp chí Môi trường, 2023. **7**.
149. Trần, T.K., Trần, T.T.T., Nguyễn, T.N., Nguyễn, N.H., and Nguyễn, T.T., *Xử lý amoni trong nước rỉ rác từ bãi chôn lấp tại Việt Nam bằng phương pháp tách khí: Ảnh hưởng của các thông số vận hành*. Tạp chí Khoa học và Công nghệ Đại học Thái Nguyên, 2021. **220**(6): p. 73-81.
150. *Quy trình công nghệ xử lý nước rỉ rác*. [cited 2021 04/19]; Available from: <http://www.daiphuthinh.com.vn/goc-chia-se-dai-phu-thinh/bai-viet-chuyen-gia/250-quy-trinh-cong-nghe-xu-ly-nuoc-ri-rac.html>.

151. Tran, L.T., et al., *Simultaneous removal efficiency of H₂S and CO₂ by high-gravity rotating packed bed: Experiments and simulation*. Open Chemistry, 2021. **19**(1): p. 288-298.
152. Truong, P.N., Trang, H.T., Tiên, C.T.M., and Hà, T.T., *Khảo sát hiệu quả xử lý nước thải chăn nuôi heo sau bểbiogas bằng công nghệ lọc sinh học kết hợp bãi lọc thực vật*. Tạp Chí Khoa học Đại học Mở Thành phố Hồ Chí Minh, 2020. **15**(1): p. 27-46.
153. Tran, L., et al., *Simultaneous removal efficiency of H₂S and CO₂ by high-gravity rotating packed bed: Experiments and simulation*. Open Chemistry, 2021. **19**: p. 288-298.
154. *Quy chuẩn kỹ thuật quốc gia về nước thải chăn nuôi* QCVN 62-MT:2016 BTNMT.
155. *Quy chuẩn kỹ thuật quốc gia về nước thải công nghiệp*. QCVN 40:2025/BTNMT.
156. Ferraz, F.M., Povinelli, J., and Vieira, E.M., *Ammonia removal from landfill leachate by air stripping and absorption*. Environ Technol, 2013. **34**(13-16): p. 2317-26.
157. Yusof, N., et al., *Nitrification of ammonium-rich sanitary landfill leachate*. Waste Management, 2010. **30**(1): p. 100-109.
158. Chen, Y.-S., Lin, C.-C., and Liu, H.-S., *Mass Transfer in a Rotating Packed Bed with Various Radii of the Bed*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2005. **44**(20): p. 7868-7875.
159. Lemmon, E.W., *Thermophysical properties of fluid systems*. NIST Chemistry WebBook: NIST Standard Reference Database Number 69, 1998. **20899**.
160. Vives, D., *Principles of unit operations, 2nd edition (Foust, Alan S.; Wenzel Leonard A.; Clump, Curtis W.; Maus, Lois; Anderson, L. Bryce)*. Journal of Chemical Education, 1981. **58**(4): p. A154.
161. Maryana, A., Braga, B., Souza, Medeiros, M., Souza, A., Araújo, F., and De Castro, J., *Analyze of the Density and Viscosity of Landfill Leachate in Different Temperatures*. American Journal of Environmental Engineering, 2014. **4**(4): p. 71-74.
162. Zangeneh, A., Sabzalipour, S., Takdastan, A., jalilzadeh yengejeh, r., and Abdullatif Khafaie, M., *Mass transfer coefficient of ammonia in the air stripping process for municipal wastewater: An experimental study*. Advances in Environmental Technology, 2021. **7**(4): p. 289-304.
163. Xingjian, J., Zihong, C., Wei, M., Zhanxian, G., Xuehu, M., and Ren, W. *Removal of Ammonia from Wastewater by Natural Freezing Method*. in *Proceedings of the International Conference on Chemical, Material and Food Engineering*. 2015. Atlantis Press.
164. Cao, L., et al., *Evaluation of ammonia recovery from swine wastewater via a innovative spraying technology*. Bioresource Technology, 2019. **272**: p. 235-240.
165. Huang, H., Zhang, P., Zhang, Z., Liu, J., Xiao, J., and Gao, F., *Simultaneous removal of ammonia nitrogen and recovery of phosphate from swine wastewater by struvite electrochemical precipitation and recycling technology*. Journal of Cleaner Production, 2016. **127**: p. 302-310.
166. Haslina, H., NorRuwaida, J., Dewika, M., Rashid, M., Md Ali, A.H., Khairunnisa, M.P., and Afiq Daniel Azmi, M., *Landfill Leachate Treatment Methods and Its Potential for Ammonia Removal and Recovery - A Review*. IOP Conference Series: Materials Science and Engineering, 2021. **1051**(1): p. 012064.
167. Kinidi, L., Tan, I.A.W., Abdul Wahab, N.B., Tamrin, K.F.B., Hipolito, C.N., and Salleh, S.F., *Recent Development in Ammonia Stripping Process for Industrial Wastewater Treatment*. International Journal of Chemical Engineering, 2018. **2018**: p. 3181087.
168. Jiang, Z., Yu, H., Zhuo, X., Bai, X., Shen, J., and Zhang, H., *Efficient treatment of aged landfill leachate containing high ammonia nitrogen concentration using dynamic wave*

- stripping: Insights into influencing factors and kinetic mechanism*. Waste Management, 2022. **150**: p. 48-56.
169. Schwarzwälder Sprovieri, J.A., Octavio de Souza, T.S., and Contrera, R.C., *Ammonia removal and recovery from municipal landfill leachates by heating*. Journal of Environmental Management, 2020. **256**: p. 109947.
 170. Agarwal, L., Pavani, V., Rao, D.P., and Kaistha, N., *Process Intensification in HiGee Absorption and Distillation: Design Procedure and Applications*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010. **49**(20): p. 10046-10058.
 171. Linstrom, P.J. and Mallard, W.G., *The NIST Chemistry WebBook: A chemical data resource on the internet*. 2001. **46**(5): p. 1059-1063.
 172. Alleman, J.E. *Free Ammonia-Nitrogen Calculator & Information*. [cited 2023 June 1]; Available from: <https://home.engineering.iastate.edu/~jea/w3-research/free-ammonia/nh3.html>.
 173. Zhang, L., Lee, Y.-W., and Jahng, D., *Ammonia stripping for enhanced biomethanization of piggery wastewater*. Journal of Hazardous Materials, 2012. **199-200**: p. 36-42.
 174. Gul, A. and Un, U.T., *Effect of Temperature and Gas Flow Rate on CO₂ Capture*. European Journal of Sustainable Development Research, 2022. **6**(2): p. em0181.
 175. Zhu, C., Guo, H., Chu, C., Fu, T., and Ma, Y., *Gas-liquid distribution and mass transfer of CO₂ absorption into sodium glycinate aqueous solution in parallel multi-channel microreactor*. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2020. **157**: p. 119943.
 176. de Dios and C, A., *Le Chatelier's Principle-Chemical equilibrium*. Lecture VIII, <http://bouman.chem.georgetown.edu> S. 2.
 177. Leverenz, H., Adams, R., Hazard, J., and Tchobanoglous, G. *Continuous Thermal Stripping Process for Ammonium Removal from Digestate and Centrate*. Sustainability, 2021. **13**, DOI: 10.3390/su13042185.
 178. Yuan, M.-H., et al. *Steam Stripping for Recovery of Ammonia from Wastewater Using a High-Gravity Rotating Packed Bed*. Environments, 2024. **11**, DOI: 10.3390/environments11090206.
 179. Brasil, Y.L., Silva, A.F.R., Gomes, R.F., and Amaral, M.C.S., *Technical and economic evaluation of the integration of membrane bioreactor and air-stripping/absorption processes in the treatment of landfill leachate*. Waste Management, 2021. **134**: p. 110-119.
 180. Schwiebert, A.M., Bush, J.A., Bellona, C., Vanneste, J., and Cath, T.Y., *Membrane Contactors for Ammonia Recovery from Anaerobic Digester Centrate: Pretreatment and Process Optimization*. ACS ES&T Water, 2024. **4**(8): p. 3284-3296.
 181. Lee, G., Kim, K., Chung, J., and Han, J.-I., *Electrochemical ammonia accumulation and recovery from ammonia-rich livestock wastewater*. Chemosphere, 2021. **270**: p. 128631.
 182. Zarebska, A., Romero Nieto, D., Christensen, K.V., Fjerbæk Søtoft, L., and Norddahl, B., *Ammonium Fertilizers Production from Manure: A Critical Review*. Critical Reviews in Environmental Science and Technology, 2015. **45**(14): p. 1469-1521.

PHỤ LỤC KẾT QUẢ THÍ NGHIỆM

Khảo sát các yếu tố ảnh hưởng và vận hành đến hiệu quả xử lý amoni

Bảng A- 1. Kết quả khảo sát các yếu tố ảnh hưởng và vận hành đến hiệu quả xử lý amoni từ nước thải mô phỏng

STT	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	TB C _{Lo} (mg/L)	η	K _{La}
1	9	300	85	0.1	855	1000	970	3.0	6.7E-05
2	9	300	159	0.1	1587	1000	950	5.0	0.000113
3	9	300	214	0.1	2136	1000	952	4.8	0.000107
4	9	300	305	0.1	3052	1000	894	10.6	0.000247
5	9	600	85	0.1	855	1000	946	5.4	0.000124
6	9	600	159	0.1	1587	1000	926	7.4	0.00017
7	9	600	214	0.1	2136	1000	905	9.5	0.000221
8	9	600	305	0.1	3052	1000	880	12.0	0.000282
9	9	900	85	0.1	855	1000	930	7.0	0.000165
10	9	900	159	0.1	1587	1000	891	10.9	0.00026
11	9	900	214	0.1	2136	1000	852	14.8	0.000361
12	9	900	305	0.1	3052	1000	823	17.7	0.000435
13	9	1200	85	0.1	855	1000	926	7.4	0.000175
14	9	1200	159	0.1	1587	1000	873	12.7	0.000308
15	9	1200	214	0.1	2136	1000	823	17.7	0.000443
16	9	1200	305	0.1	3052	1000	817	18.3	0.000452
17	10	300	85	0.1	855	1000	828	17.2	0.000468
18	10	300	159	0.1	1587	1000	635	36.5	0.001161
19	10	300	214	0.1	2136	1000	572	42.8	0.001396
20	10	300	305	0.1	3052	1000	525	47.5	0.001555
21	10	600	85	0.1	855	1000	717	28.3	0.000929
22	10	600	159	0.1	1587	1000	526	47.4	0.00176

STT	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	TB C _{Lo} (mg/L)	η	K _{La}
23	10	600	214	0.1	2136	1000	441	55.9	0.002177
24	10	600	305	0.1	3052	1000	365	63.5	0.002563
25	10	900	85	0.1	855	1000	632	36.8	0.001438
26	10	900	159	0.1	1587	1000	470	53.0	0.002154
27	10	900	214	0.1	2136	1000	404	59.6	0.002458
28	10	900	305	0.1	3052	1000	363	63.7	0.002578
29	10	1200	85	0.1	855	1000	620	38.0	0.001526
30	10	1200	159	0.1	1587	1000	442	55.8	0.00238
31	10	1200	214	0.1	2136	1000	418	58.2	0.002347
32	10	1200	305	0.1	3052	1000	342	65.8	0.002751
33	11	300	85	0.1	855	1000	726	27.4	0.000885
34	11	300	159	0.1	1587	1000	658	34.2	0.001056
35	11	300	214	0.1	2136	1000	608	39.2	0.001225
36	11	300	305	0.1	3052	1000	559	44.1	0.00139
37	11	600	85	0.1	855	1000	613	38.7	0.00158
38	11	600	159	0.1	1587	1000	472	52.8	0.002138
39	11	600	214	0.1	2136	1000	417	58.3	0.002355
40	11	600	305	0.1	3052	1000	343	65.7	0.002743
41	11	900	85	0.1	855	1000	559	44.1	0.002064
42	11	900	159	0.1	1587	1000	408	59.2	0.002688
43	11	900	214	0.1	2136	1000	340	66.0	0.003036
44	11	900	305	0.1	3052	1000	261	73.9	0.003558
45	11	1200	85	0.1	855	1000	497	50.3	0.002838
46	11	1200	159	0.1	1587	1000	353	64.7	0.003281
47	11	1200	214	0.1	2136	1000	277	72.3	0.003763

STT	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	TB C _{Lo} (mg/L)	η	K_{La}
48	11	1200	305	0.1	3052	1000	207	79.3	0.004276
49	12	300	85	0.1	855	1000	721	27.9	0.000909
50	12	300	159	0.1	1587	1000	636	36.4	0.001156
51	12	300	214	0.1	2136	1000	589	41.1	0.001313
52	12	300	305	0.1	3052	1000	556	44.4	0.001404
53	12	600	85	0.1	855	1000	603	39.7	0.00166
54	12	600	159	0.1	1587	1000	465	53.5	0.002192
55	12	600	214	0.1	2136	1000	416	58.4	0.002363
56	12	600	305	0.1	3052	1000	361	63.9	0.002594
57	12	900	85	0.1	855	1000	551	44.9	0.002148
58	12	900	159	0.1	1587	1000	419	58.1	0.002584
59	12	900	214	0.1	2136	1000	344	65.6	0.002995
60	12	900	305	0.1	3052	1000	260	74.0	0.00357
61	12	1200	85	0.1	855	1000	489	51.1	0.002963
62	12	1200	159	0.1	1587	1000	347	65.3	0.003355
63	12	1200	214	0.1	2136	1000	282	71.8	0.003698
64	12	1200	305	0.1	3052	1000	221	77.9	0.004071

Bảng A- 2. Kết quả khảo sát các yếu tố ảnh hưởng và vận hành đến hiệu quả xử lý amoni từ nước thải chăn nuôi

STT	Điều kiện thí nghiệm					Nồng độ amoni		Hiệu suất xử lý	Hệ số chuyển khối
	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	Mean C _{Lo} (mg/L)	Mean H (%)	Mean K _{La} (s ⁻¹)
1	10	300	216	0.1	2160	688	489	28.92	0.0008
2	11	300	216	0.1	2160	513	312	39.18	0.0012
3	12	300	216	0.1	2160	576	343	40.45	0.0013
4	11	300	216	0.1	2160	576	343	40.45	0.0013
5	11	600	216	0.1	2160	513	312	39.18	0.0012
6	11	900	216	0.1	2160	513	241	53.02	0.0020
7	11	1200	216	0.1	2160	513	292	43.08	0.0014
8	11	900	116	0.1	1163	513	292	43.08	0.0017
9	11	900	216	0.1	2160	513	213	58.48	0.0024
10	11	900	291	0.1	2908	513	177	65.50	0.0028
11	11	900	415	0.1	4154	513	137	73.29	0.0033
12	11	1200	116	0.1	1163	513	268	47.76	0.0020
13	11	1200	216	0.1	2160	513	191	62.77	0.0027
14	11	1200	291	0.1	2908	513	154	69.98	0.0032

STT	Điều kiện thí nghiệm					Nồng độ amoni		Hiệu suất xử lý	Hệ số chuyển khối
	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	Mean C _{Lo} (mg/L)	Mean H (%)	Mean K _{La} (s ⁻¹)
15	11	1200	415	0.1	4154	513	112	78.17	0.0038
16	11	900	216	0.05	4320	712	220	69.10	0.0014
17	11	1200	216	0.05	4320	712	195	72.61	0.0016
18	11	900	216	0.1	2160	712	364	48.88	0.0017
19	11	1200	216	0.1	2160	712	327	54.07	0.0020
20	11	900	216	0.15	1440	712	432	39.33	0.0020
21	11	1200	216	0.15	1440	712	401	43.68	0.0024
22	11	900	216	0.2	1080	712	477	33.01	0.0022
23	11	1200	216	0.2	1080	712	452	36.52	0.0026

Bảng A- 3. Kết quả khảo sát các yếu tố ảnh hưởng và vận hành đến hiệu quả xử lý amoni từ nước rỉ rác

STT	Điều kiện thí nghiệm					Nồng độ amoni		Hiệu suất xử lý	Hệ số chuyển khối
	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	TB C _{Lo} (mg/L)	TB η (%)	TB K _{La} (s ⁻¹)
1.	8.5	600	76	0.1	762	1210	1151	4.88	0.00011
2.	8.5	600	142	0.1	1416	1210	1172	3.14	0.00007
3.	9.5	600	76	0.1	762	1180	904	23.39	0.00073
4.	9.5	600	142	0.1	1416	1180	834	29.32	0.00087
5.	10.5	600	76.23	0.1	762	1250	900	28.00	0.00095
6.	10.5	600	141.56	0.1	1416	1250	748	40.16	0.00138
7.	11.5	600	76.23	0.1	762	1230	864	29.76	0.00105
8.	11.5	600	141.56	0.1	1416	1230	714	41.95	0.001481
9.	9.5	300	142	0.1	1416	1180	931	21.10	0.00057
10.	9.5	600	142	0.1	1416	1180	834	29.32	0.00087
11.	9.5	900	142	0.1	1416	1180	755	36.02	0.00117
12.	9.5	1200	142	0.1	1416	1180	728	38.31	0.00128
13.	10.5	300	142	0.1	1416	1250	900	28.00	0.00081
14.	10.5	600	142	0.1	1416	1250	748	40.16	0.00138
15.	10.5	900	142	0.1	1416	1250	694	44.48	0.00163
16.	10.5	1200	142	0.1	1416	1250	613	50.96	0.00209

STT	Điều kiện thí nghiệm					Nồng độ amoni		Hiệu suất xử lý	Hệ số chuyển khối
	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	TB C _{Lo} (mg/L)	TB η (%)	TB K _{La} (s ⁻¹)
17.	11.5	300	142	0.1	1416	1230	876	28.78	0.00085
18.	11.5	600	142	0.1	1416	1230	714	41.95	0.00148
19.	11.5	900	142	0.1	1416	1230	630	48.78	0.00192
20.	11.5	1200	142	0.1	1416	1230	547	55.53	0.00247
21.	11.5	300	76	0.1	762	1230	978	20.49	0.00060
22.	11.5	300	142	0.1	1416	1230	876	28.78	0.00085
23.	11.5	300	191	0.1	1906	1230	848	31.06	0.00090
24.	11.5	300	272	0.1	2722	1230	804	34.63	0.00100
25.	11.5	600	76	0.1	762	1230	864	29.76	0.00105
26.	11.5	600	142	0.1	1416	1230	714	41.95	0.00148
27.	11.5	600	191	0.1	1906	1230	636	48.29	0.00173
28.	11.5	600	272	0.1	2722	1230	553	55.04	0.00201
29.	11.5	900	76	0.1	762	1230	795	35.37	0.00142
30.	11.5	900	142	0.1	1416	1230	630	48.78	0.00192
31.	11.5	900	191	0.1	1906	1230	555	54.88	0.00217
32.	11.5	900	272	0.1	2722	1230	458	62.76	0.00256
33.	11.5	1200	76	0.1	762	1230	692	43.74	0.00224

STT	Điều kiện thí nghiệm					Nồng độ amoni		Hiệu suất xử lý	Hệ số chuyển khối
	pH _i	ω (rpm)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	Q _G /Q _L (-)	C _{Li} (mg/L)	TB C _{Lo} (mg/L)	TB η (%)	TB K _{La} (s ⁻¹)
34.	11.5	1200	142	0.1	1416	1230	547	55.53	0.00247
35.	11.5	1200	191	0.1	1906	1230	470	61.79	0.00274
36.	11.5	1200	272	0.1	2722	1230	371	69.84	0.00321
37.	11.5	600	142	0.05	2831	1380	611	55.72	0.00102
38.	11.5	900	142	0.05	2831	1380	481	65.14	0.00137
39.	11.5	1200	142	0.05	2831	1380	436	68.41	0.00152
40.	11.5	600	142	0.1	1416	1380	758	45.07	0.00167
41.	11.5	900	142	0.1	1416	1380	700	49.28	0.00196
42.	11.5	1200	142	0.1	1416	1380	627	54.57	0.00239
43.	11.5	600	142	0.15	944	1380	890	35.51	0.00193
44.	11.5	900	142	0.15	944	1380	834	39.57	0.00234
45.	11.5	1200	142	0.15	944	1380	746	45.94	0.00314
46.	11.5	600	142	0.2	708	1380	939	31.96	0.00246
47.	11.5	900	142	0.2	708	1380	876	36.52	0.00319
48.	11.5	1200	142	0.2	708	1380	851	38.33	0.00354

Bảng A- 4. Kết quả tính toán các hệ số trong mô hình xử lý amoni từ nước rỉ rác bằng bể thiết bị HP2R ở $pH_i = 9.5$

STT	Điều kiện thí nghiệm				Nồng độ amoni		Hệ số mô hình dự đoán			Kết quả thực tế		Mô hình dự đoán	
	ω (rpm)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	Q_G/Q_L (-)	C_{Li} (mg/L)	C_{Lo} (mg/L)	$Gr_{L,avg}$ (-)	Re_G (-)	Re_L (-)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)
1	300	76	0.1	762	1180	961	2027788166	7.613	0.19015	18.56	0.00053	17.12	0.00047
2	300	142	0.1	1416	1180	931	2027788166	14.139	0.19015	21.10	0.00057	22.57	0.00061
3	300	191	0.1	1906	1180	894	2027788166	19.033	0.19015	24.24	0.00065	25.55	0.00070
4	300	272	0.1	2722	1180	860	2027788166	27.190	0.19015	27.12	0.00073	29.45	0.00081
5	600	76	0.1	762	1180	904	8111152663	7.613	0.19015	23.39	0.00073	21.61	0.00065
6	600	142	0.1	1416	1180	834	8111152663	14.139	0.19015	29.32	0.00087	28.63	0.00084
7	600	191	0.1	1906	1180	766	8111152663	19.033	0.19015	35.08	0.00106	32.40	0.00095
8	600	272	0.1	2722	1180	713	8111152663	27.190	0.19015	39.58	0.00120	37.24	0.00110
9	900	76	0.1	762	1180	879	18250093491	7.613	0.19015	25.51	0.00082	24.54	0.00078
10	900	142	0.1	1416	1180	755	18250093491	14.139	0.19015	36.02	0.00117	32.62	0.00101
11	900	191	0.1	1906	1180	704	18250093491	19.033	0.19015	40.34	0.00130	36.90	0.00114
12	900	272	0.1	2722	1180	651	18250093491	27.190	0.19015	44.83	0.00144	42.32	0.00133
13	1200	76	0.1	762	1180	867	32444610651	7.613	0.19015	26.53	0.00087	26.73	0.00089
14	1200	142	0.1	1416	1180	728	32444610651	14.139	0.19015	38.31	0.00128	35.64	0.00115
15	1200	191	0.1	1906	1180	681	32444610651	19.033	0.19015	42.29	0.00140	40.29	0.00130

STT	Điều kiện thí nghiệm				Nồng độ amoni		Hệ số mô hình dự đoán			Kết quả thực tế		Mô hình dự đoán	
	ω (rpm)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	Q_G/Q_L (-)	C_{Li} (mg/L)	C_{Lo} (mg/L)	$Gr_{L,avg}$ (-)	Re_G (-)	Re_L (-)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)
16	1200	272	0.1	2722	1180	616	32444610651	27.190	0.19015	47.80	0.00159	46.13	0.00151
17	600	142	0.05	2831	1310	836	8111152663	14.139	0.09508	36.18	0.00053	39.34	0.00059
18	900	142	0.05	2831	1310	803	18250093491	14.139	0.09508	38.70	0.00058	44.59	0.00071
19	1200	142	0.05	2831	1310	748	32444610651	14.139	0.09508	42.90	0.00067	48.50	0.00081
20	600	142	0.1	1416	1310	919	8111152663	14.139	0.19015	29.85	0.00089	28.63	0.00084
21	900	142	0.1	1416	1310	881	18250093491	14.139	0.19015	32.75	0.00101	32.62	0.00101
22	1200	142	0.1	1416	1310	831	32444610651	14.139	0.19015	36.56	0.00119	35.64	0.00115
23	600	142	0.15	944	1310	1010	8111152663	14.139	0.28523	22.90	0.00100	23.34	0.00103
24	900	142	0.15	944	1310	991	18250093491	14.139	0.28523	24.35	0.00109	26.58	0.00123
25	1200	142	0.15	944	1310	954	32444610651	14.139	0.28523	27.18	0.00127	29.03	0.00141
26	600	142	0.2	708	1310	1060	8111152663	14.139	0.38031	19.08	0.00111	20.02	0.00119
27	900	142	0.2	708	1310	1040	18250093491	14.139	0.38031	20.61	0.00124	22.77	0.00143
28	1200	142	0.2	708	1310	1020	32444610651	14.139	0.38031	22.14	0.00137	24.83	0.00162

Bảng A- 5. Kết quả tính toán các hệ số trong mô hình xử lý amoni từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R ở $pH_i = 10.5$

STT	Điều kiện thí nghiệm				Nồng độ amoni		Hệ số mô hình dự đoán			Kết quả thực tế		Mô hình dự đoán	
	ω (rpm)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	Q_G/Q_L (-)	C_{Li} (mg/L)	C_{Lo} (mg/L)	$Gr_{L,avg}$ (-)	Re_G (-)	Re_L (-)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)
1	300	76	0.1	762	1250	995	2027788166	7.613	0.19015	20.40	0.00060	20.73	0.00061
2	300	142	0.1	1416	1250	900	2027788166	14.139	0.19015	28.00	0.00081	27.89	0.00081
3	300	191	0.1	1906	1250	873	2027788166	19.033	0.19015	30.16	0.00086	31.82	0.00093
4	300	272	0.1	2722	1250	823	2027788166	27.190	0.19015	34.16	0.00098	36.92	0.00109
5	600	76	0.1	762	1250	900	8111152663	7.613	0.19015	28.00	0.00095	28.54	0.00098
6	600	142	0.1	1416	1250	748	8111152663	14.139	0.19015	40.16	0.00138	38.68	0.00130
7	600	191	0.1	1906	1250	669	8111152663	19.033	0.19015	46.48	0.00163	44.01	0.00149
8	600	272	0.1	2722	1250	608	8111152663	27.190	0.19015	51.36	0.00179	50.68	0.00175
9	900	76	0.1	762	1250	864	18250093491	7.613	0.19015	30.88	0.00112	33.58	0.00129
10	900	142	0.1	1416	1250	694	18250093491	14.139	0.19015	44.48	0.00163	45.76	0.00172
11	900	191	0.1	1906	1250	604	18250093491	19.033	0.19015	51.68	0.00195	51.95	0.00196
12	900	272	0.1	2722	1250	513	18250093491	27.190	0.19015	58.96	0.00228	59.43	0.00231
13	1200	76	0.1	762	1250	748	32444610651	7.613	0.19015	40.16	0.00184	37.25	0.00157
14	1200	142	0.1	1416	1250	613	32444610651	14.139	0.19015	50.96	0.00209	50.97	0.00209
15	1200	191	0.1	1906	1250	509	32444610651	19.033	0.19015	59.28	0.00252	57.74	0.00239

STT	Điều kiện thí nghiệm				Nồng độ amoni		Hệ số mô hình dự đoán			Kết quả thực tế		Mô hình dự đoán	
	ω (rpm)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	Q_G/Q_L (-)	C_{Li} (mg/L)	C_{Lo} (mg/L)	$Gr_{L,avg}$ (-)	Re_G (-)	Re_L (-)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)
16	1200	272	0.1	2722	1250	424	32444610651	27.190	0.19015	66.08	0.00284	65.69	0.00281
17	600	142	0.05	2831	1290	593	8111152663	14.139	0.09508	54.03	0.00097	53.31	0.00095
18	900	142	0.05	2831	1290	537	18250093491	14.139	0.09508	58.37	0.00111	62.17	0.00125
19	1200	142	0.05	2831	1290	463	32444610651	14.139	0.09508	64.11	0.00133	68.43	0.00152
20	600	142	0.1	1416	1290	715	8111152663	14.139	0.19015	44.57	0.00164	38.68	0.00130
21	900	142	0.1	1416	1290	678	18250093491	14.139	0.19015	47.44	0.00183	45.76	0.00172
22	1200	142	0.1	1416	1290	616	32444610651	14.139	0.19015	52.25	0.00219	50.97	0.00209
23	600	142	0.15	944	1290	875	8111152663	14.139	0.28523	32.17	0.00165	31.17	0.00157
24	900	142	0.15	944	1290	822	18250093491	14.139	0.28523	36.28	0.00201	36.89	0.00207
25	1200	142	0.15	944	1290	768	32444610651	14.139	0.28523	40.47	0.00244	41.10	0.00251
26	600	142	0.2	708	1290	949	8111152663	14.139	0.38031	26.43	0.00179	26.43	0.00179
27	900	142	0.2	708	1290	916	18250093491	14.139	0.38031	28.99	0.00208	31.18	0.00236
28	1200	142	0.2	708	1290	869	32444610651	14.139	0.38031	32.64	0.00256	34.64	0.00287

Bảng A- 6. Kết quả tính toán các hệ số trong mô hình xử lý amoni từ nước rỉ rác bằng thiết bị HP2R ở $pH_i = 11.5$

STT	Điều kiện thí nghiệm				Nồng độ amoni		Hệ số mô hình dự đoán			Kết quả thực tế		Mô hình dự đoán	
	ω (rpm)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	Q_G/Q_L (-)	C_{Li} (mg/L)	C_{Lo} (mg/L)	$Gr_{L,avg}$ (-)	Re_G (-)	Re_L (-)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)
1	300	76	0.1	762	1230	978	2027788166	7.613	0.19015	20.49	0.00060	22.19	0.00067
2	300	142	0.1	1416	1230	876	2027788166	14.139	0.19015	28.78	0.00085	29.27	0.00087
3	300	191	0.1	1906	1230	848	2027788166	19.033	0.19015	31.06	0.00090	33.05	0.00098
4	300	272	0.1	2722	1230	804	2027788166	27.190	0.19015	34.63	0.00100	37.87	0.00113
5	600	76	0.1	762	1230	864	8111152663	7.613	0.19015	29.76	0.00105	31.59	0.00116
6	600	142	0.1	1416	1230	714	8111152663	14.139	0.19015	41.95	0.00148	42.19	0.00150
7	600	191	0.1	1906	1230	636	8111152663	19.033	0.19015	48.29	0.00173	47.56	0.00169
8	600	272	0.1	2722	1230	553	8111152663	27.190	0.19015	55.04	0.00201	54.09	0.00195
9	900	76	0.1	762	1230	795	18250093491	7.613	0.19015	35.37	0.00142	37.53	0.00160
10	900	142	0.1	1416	1230	630	18250093491	14.139	0.19015	48.78	0.00192	50.59	0.00206
11	900	191	0.1	1906	1230	555	18250093491	19.033	0.19015	54.88	0.00217	56.91	0.00232
12	900	272	0.1	2722	1230	458	18250093491	27.190	0.19015	62.76	0.00256	64.27	0.00269
13	1200	76	0.1	762	1230	692	32444610651	7.613	0.19015	43.74	0.00224	41.72	0.00201
14	1200	142	0.1	1416	1230	547	32444610651	14.139	0.19015	55.53	0.00247	56.67	0.00258

STT	Điều kiện thí nghiệm				Nồng độ amoni		Hệ số mô hình dự đoán			Kết quả thực tế		Mô hình dự đoán	
	ω (rpm)	Q_G (L/min)	Q_L (L/min)	Q_G/Q_L (-)	C_{Li} (mg/L)	C_{Lo} (mg/L)	$Gr_{L,avg}$ (-)	Re_G (-)	Re_L (-)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)	η (%)	K_{La} (s ⁻¹)
15	1200	191	0.1	1906	1230	470	32444610651	19.033	0.19015	61.79	0.00274	63.61	0.00291
16	1200	272	0.1	2722	1230	371	32444610651	27.190	0.19015	69.84	0.00321	71.37	0.00337
17	600	142	0.05	2831	1380	611	8111152663	14.139	0.09508	55.72	0.00102	54.39	0.00098
18	900	142	0.05	2831	1380	481	18250093491	14.139	0.09508	65.14	0.00137	64.64	0.00135
19	1200	142	0.05	2831	1380	436	32444610651	14.139	0.09508	68.41	0.00152	71.77	0.00169
20	600	142	0.1	1416	1380	758	8111152663	14.139	0.19015	45.07	0.00167	42.19	0.00150
21	900	142	0.1	1416	1380	700	18250093491	14.139	0.19015	49.28	0.00196	50.59	0.00206
22	1200	142	0.1	1416	1380	627	32444610651	14.139	0.19015	54.57	0.00239	56.67	0.00258
23	600	142	0.15	944	1380	890	8111152663	14.139	0.28523	35.51	0.00193	35.30	0.00192
24	900	142	0.15	944	1380	834	18250093491	14.139	0.28523	39.57	0.00234	42.13	0.00264
25	1200	142	0.15	944	1380	746	32444610651	14.139	0.28523	45.94	0.00314	47.03	0.00331
26	600	142	0.2	708	1380	939	8111152663	14.139	0.38031	31.96	0.00246	30.62	0.00228
27	900	142	0.2	708	1380	876	18250093491	14.139	0.38031	36.52	0.00319	36.25	0.00314
28	1200	142	0.2	708	1380	851	32444610651	14.139	0.38031	38.33	0.00354	40.19	0.00394

Bảng A- 7. Kết quả thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni theo mẻ vòng tuần hoàn

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
1	2	1	1	101	0.2	0	11.1	1210	0	0.0	0.0
						20	10.8	940	540	22.3	24.4
						40	10.6	649	1050	46.4	46.5
						60	10.4	496	1260	59.0	54.6
						90	10.1	343	1480	71.7	62.7
						120	9.8	236	1685	80.5	69.9
						180	9.3	125	1900	89.7	77.1
2	2	1	1	101	0.2	0	12.0	1240	0	0.0	0.0
						20	11.8	901	544	27.3	22.9
						40	11.7	665	929	46.4	38.2
						60	11.5	498	1230	59.8	49.6
						90	11.1	306	1600	75.3	63.1
						120	10.8	186	1800	85.0	69.5

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
						180	10.3	73.9	1970	94.0	74.3
3	2	1	1	150	0.2	0	11.0	1220	0	0.0	0.0
						20	10.8	878	675	28.0	29.7
						40	10.5	637	1150	47.8	49.6
						60	10.3	418	1580	65.7	66.7
						90	9.9	260	1870	78.7	77.3
						120	9.6	181	1970	85.2	79.6
						180	9.2	107.0	2020	91.2	79.9
4	2	1	1	150	0.2	0	12.1	1370	0	0.0	0.0
						20	11.9	948	790	30.8	29.2
						40	11.8	647	1300	52.8	47.1
						60	11.6	420	1690	69.3	59.9
						90	11.2	243	2040	82.3	70.8
						120	10.7	137	2250	90.0	76.4

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
						180	10.2	44.1	2430	96.8	80.6
5	2	1	1	203	0.2	0	11.0	960	0	0.0	0.0
						20	10.5	587	675	38.9	36.9
						40	10.4	378	1050	60.6	56.2
						60	10.1	241	1320	74.9	69.2
						90	9.8	146	1500	84.8	76.9
						120	9.3	97.9	1590	89.8	79.8
						180	8.9	63.1	1660	93.4	81.4
6	2	1	1	203	0.2	0	11.0	960	0	0.0	0.0
						20	10.5	587	675	38.9	36.9
						40	10.4	378	1050	60.6	56.2
						60	10.1	241	1320	74.9	69.2
						90	9.8	146	1500	84.8	76.9
						120	9.3	97.9	1590	89.8	79.8

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
						180	8.9	63.1	1660	93.4	81.4
7	2	1	1	299	0.2	0	12.0	1010	0	0.0	0.0
						20	11.9	694	632	31.3	32.3
						40	11.7	461	1010	54.4	50.5
						60	11.6	308	1280	69.5	62.7
						90	11.3	177	1530	82.5	73.3
						120	10.8	97.3	1680	90.4	78.7
						180	10.5	49.9	1740	95.1	79.7
8	2	1	1	299	0.2	0	11.0	1020	0	0.0	0.0
						20	10.6	528	843	48.2	42.4
						40	10.3	294	1260	71.2	62.1
						60	10.0	180	1450	82.4	70.0
						90	9.5	101	1600	90.1	75.5
						120	9.2	65.6	1640	93.6	75.8

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
						180	8.5	45.8	1680	95.5	75.9
9	2	1	1	203	0.05	0	12.0	1270	0	0.0	0.0
						20	11.8	661	1020	48.0	39.7
						40	11.5	372	1560	70.7	59.5
						60	11.2	216	1870	83.0	69.8
						90	10.8	94.7	2040	92.5	74.5
						120	10.4	39.9	2130	96.9	76.1
						180	10.1	11	2170	99.1	75.8
10	2	1	1	203	0.1	0	11.0	950	0	0.0	0.0
						20	10.8	742	623	21.9	37.9
						40	10.6	572	995	39.8	59.3
						60	10.4	453	1280	52.3	74.6
						90	10.1	321	1530	66.2	87.3
						120	10.0	238	1730	74.9	96.6

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
						180	9.6	144	1770	84.8	96.6
11	2	1	1	203	0.2	0	11.0	950	0	0.0	0.0
						20	10.7	635	629	33.2	35.2
						40	10.5	447	1000	52.9	54.9
						60	10.3	310	1270	67.4	68.2
						90	10.0	190	1510	80.0	79.4
						120	9.7	122	1640	87.2	84.4
						180	9.2	75.2	1730	92.1	87.0
12	2	7.8	1	203	0.2	0	11.0	1020	0	0.0	0.0
						20	10.6	597	383	41.5	22.8
						40	10.2	296	305	71.0	17.8
						60	9.6	198	265	80.6	15.2
13	2	2.9	1	203	0.2	0	11.1	972	0	0.0	0.0
						20	10.7	554	383	43.0	25.1

STT	V _{ww} (L)	Absorbent pH	V _{absorbent} (L)	Q _G (L/min)	Q _L (L/min)	t	pH	C _{Lt}	C _{t-recover}	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
						40	10.4	350	364	64.0	23.3
						60	10.1	223	289	77.1	18.1
14	2	2.0	1	203	0.2	0	11.0	922	0	0.0	0.0
						20	10.6	542	504	41.2	35.6
						40	10.4	342	517	62.9	35.8
						60	10.1	228	454	75.3	30.7
15	2	1	1	203	0.1	0	11.0	954	0	0.0	0.0
						20	10.8	589	696	38.3	38.2
						40	10.5	364	1020	61.8	54.9
						60	10.2	227	1180	76.2	62.2
						90	9.9	131	1320	86.3	68.0
						120	9.6	88.6	1430	90.7	72.1
						180	9.0	61.7	1440	93.5	71.0

Bảng A- 8. Kết quả thí nghiệm xử lý và thu hồi amoni theo mẻ vòng tuần hoàn

STT	T _{Li} (°C)	V _{ww} (L)	V _{absorbent} (L)	Q _L (L/phút)	Q _G (L/phút)	t (phút)	pH _{ww}	C _{Lt} (mg/L)	C _{NH4} recovery (mg/L)	pH absorbent	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
1	30	2	1	0.2	101.28	0	11.532	1550	0	1.006	0.00	0.00
		2	0.98	0.2	101.28	10	11.354	1310	385	1.2	15.48	12.83
		2	0.96	0.2	101.28	20	11.289	1150	700	1.347	25.81	22.86
		2	0.94	0.2	101.28	40	11.189	850	1270	1.49	45.16	40.61
		2	0.92	0.2	101.28	60	11.094	648	1620	1.573	58.19	50.70
		2	0.9	0.2	101.28	90	10.98	365	2150	1.779	76.45	65.82
		2	0.88	0.2	101.28	120	10.872	208	2380	1.813	86.58	71.24
		2	0.86	0.2	101.28	180	10.796	80.1	2620	1.909	94.83	76.64
2	30	2	1	0.2	48.23	0	11.505	1300	0	1.099	0.00	0.00
		2	0.98	0.2	48.23	20	11.315	1070	391	1.197	17.69	15.48
		2	0.96	0.2	48.23	40	11.216	908	668	1.23	30.15	25.91
		2	0.94	0.2	48.23	60	11.132	692	980	1.38	46.77	37.22

STT	T _{Li} (°C)	V _{ww} (L)	V _{absorbent} (L)	Q _L (L/phút)	Q _G (L/phút)	t (phút)	pH _{ww}	C _{Lt} (mg/L)	C _{NH4} recovery (mg/L)	pH absorbent	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
		2	0.92	0.2	48.23	90	11.014	462	1290	1.511	64.46	47.95
		2	0.9	0.2	48.23	120	10.923	309	1520	1.53	76.23	55.27
		2	0.88	0.2	48.23	180	10.802	138	1780	1.555	89.38	63.29
		2	0.86	0.2	48.23	240	10.729	62.5	1930	1.57	95.19	67.06
3	30	2	1	0.2	202.57	0	11.5	1960	0	1.001	0.00	0.00
		2	0.98	0.2	202.57	10	11.364	1620	678	1.191	17.35	17.76
		2	0.96	0.2	202.57	20	11.26	1150	1540	1.353	41.33	39.53
		2	0.94	0.2	202.57	40	11.132	690	2370	1.455	64.80	59.56
		2	0.92	0.2	202.57	60	11.019	401	2860	1.599	79.54	70.35
		2	0.9	0.2	202.57	90	10.872	196	3230	1.649	90.00	77.72
		2	0.88	0.2	202.57	120	10.808	89.9	3360	1.681	95.41	79.05
4	30	2	1	0.2	299.3	0	11.551	1230	0	1.08	0.00	0.00
		2	0.98	0.2	299.3	10	11.407	880	643	1.143	28.46	26.95

STT	T _{Li} (°C)	V _{ww} (L)	V _{absorbent} (L)	Q _L (L/phút)	Q _G (L/phút)	t (phút)	pH _{ww}	C _{Lt} (mg/L)	C _{NH4} recovery (mg/L)	pH absorbent	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
		2	0.96	0.2	299.3	20	11.285	597	1130	1.219	51.46	46.40
		2	0.94	0.2	299.3	45	11.101	277	1690	1.412	77.48	67.95
		2	0.92	0.2	299.3	60	11.041	165	1860	1.473	86.59	73.19
		2	0.9	0.2	299.3	90	10.952	61	2010	1.549	95.04	77.37
5	30	2	1	0.3	202.57	0	11.528	1460	0	1.104	0.00	0.00
		2	0.98	0.3	202.57	10	11.359	996	697	1.23	31.78	24.66
		2	0.96	0.3	202.57	20	11.253	707	1160	1.34	51.58	40.20
		2	0.94	0.3	202.57	40	11.139	406	1750	1.531	72.19	59.39
		2	0.92	0.3	202.57	60	11.006	189	2130	1.669	87.05	70.74
		2	0.9	0.3	202.57	90	10.936	52	2310	1.884	96.44	75.05
6	30	2	1	0.1	202.57	0	11.538	1380	0	1.05	0.00	0.00
		2	0.98	0.1	202.57	20	11.298	951	826	1.119	31.09	30.69
		2	0.96	0.1	202.57	40	11.216	630	1420	1.24	54.35	51.68

STT	T _{Li} (°C)	V _{ww} (L)	V _{absorbent} (L)	Q _L (L/phút)	Q _G (L/phút)	t (phút)	pH _{ww}	C _{Lt} (mg/L)	C _{NH4} recovery (mg/L)	pH absorbent	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
		2	0.94	0.1	202.57	60	11.129	401	1850	1.346	70.94	65.92
		2	0.92	0.1	202.57	90	10.998	228	2160	1.399	83.48	75.33
		2	0.9	0.1	202.57	120	10.925	119	2360	1.439	91.38	80.52
		2	0.88	0.1	202.57	150	10.87	61	2460	1.62	95.58	82.06
7	30	2	1	0.05	202.57	0	11.557	1320	0	1.068	0.00	0.00
		2	0.98	0.05	202.57	20	11.324	997	630	1.086	24.47	25.30
		2	0.96	0.05	202.57	40	11.248	758	1090	1.336	42.58	42.89
		2	0.94	0.05	202.57	60	11.166	580	1430	1.343	56.06	55.09
		2	0.92	0.05	202.57	90	11.076	358	1870	1.433	72.88	70.51
		2	0.9	0.05	202.57	120	11.008	264	2050	1.618	80.00	75.61
		2	0.88	0.05	202.57	180	10.919	100	2350	1.668	92.42	84.75
8	40	2	1	0.2	202.57	0	11.500	1600	0	1.023	0.00	0.00
		2	0.98	0.2	202.57	10	11.318	1210	742	1.246	24.38	23.16

STT	T _{Li} (°C)	V _{ww} (L)	V _{absorbent} (L)	Q _L (L/phút)	Q _G (L/phút)	t (phút)	pH _{ww}	C _{Lt} (mg/L)	C _{NH4} recovery (mg/L)	pH absorbent	$\eta_{removal}$ (%)	$\eta_{recover}$ (%)
		2	0.96	0.2	202.57	20	11.156	832	1470	1.472	48.00	44.95
		2	0.94	0.2	202.57	40	11.055	423	2200	1.508	73.56	65.86
		2	0.92	0.2	202.57	60	10.913	207	2600	1.613	87.06	76.18
		2	0.9	0.2	202.57	90	10.864	97.2	2810	1.75	93.93	80.55
		2	0.88	0.2	202.57	120	10.735	30.1	2900	1.828	98.12	81.28
9	50	2	1	0.2	202.57	0	11.500	1400	0	0.923	0.00	0.00
		2	0.98	0.2	202.57	10	10.918	960	862	1.546	31.43	30.83
		2	0.96	0.2	202.57	20	10.856	588	1540	1.572	58.00	53.96
		2	0.94	0.2	202.57	40	10.655	252	2170	1.608	82.00	74.45
		2	0.92	0.2	202.57	60	10.613	109	2360	1.813	92.21	79.25
		2	0.9	0.2	202.57	90	10.564	37.1	2450	1.85	97.35	80.48