

廢(污)水處理類

氣候變遷下污(廢)水處理的突破與創新

林志高*、陳文興**、Kasturi Dutta***

摘 要

因應氣候變遷威脅，歐盟擬於 2026 年起正式徵收碳關稅，國際知名企業都紛紛提出各種永續能源策略，並要求供應商提出相對應的減碳計畫。對於高能耗的污水處理業而言，這將是技術突破與創新的機會。未來污水處理應以「碳轉向」來達成「資源回收」、「能耗自足」的新目標；本文依據碳轉向的概念提出 AB 程序，進而介紹新穎污水處理技術，最後以「二級厭氧處理」和「三級厭氧氨氧化」兩個研究案例，實證此一技術的可行性。污水生物處理淨產能和除氮的問題對於未來的發展至關重要。迄今為止，污廢水處理最佳程序組合為主流厭氧處理，然後接主流厭氧氨氧化處理。它在淨能源生產方面遠遠優於其他所有組合，同時低污泥產量，也大大減少了污泥處理及處置成本。

【關鍵字】氣候變遷、污水、能源、碳轉向、AB程序、二級厭氧處理、三級厭氧氨氧化、deammonification

* 國立陽明交通大學 / 滄安研究社股份有限公司

** 國立宜蘭大學

***National Institute of Technology Rourkela, India

榮譽退休教授 / 社長
教授

Assistant Professor
Grade-I

一、前言

自 1914 年至今，污(廢)水(以下簡稱「污水」)傳統處理程序「活性污泥法」(conventional activated sludge process, CAS) 的應用，削減了污水中的污染物如水中的好氧(耗氧)物質，且對人類的環境衛生與環境保護提供了巨大的貢獻；然而，百餘年來傳統污水處理廠的大量興建，因活性污泥法為好氧處理需高能耗的曝氣，使之成為處理廠內能源消耗的主要來源，同時為了符合新近增加的氨氮和總氮的放流水標準，勢必得增加曝氣量 ($4.57 \text{ g O}_2/\text{g NH}_4^+-\text{N}$)；而且污水中的有機物和含氮物質在處理過程中會產生大量的溫室氣體，如二氧化碳、甲烷和氮氧化物。(林志高等 2021) 因此，污水處理的高能耗以及相應的溫室氣體排放，這些與全球氣候變遷有關的問題，對當前污水處理業造成了極大的影響和挑戰，而且 CAS 也已無法有效地符合日益嚴格的放流水標準。

污水和能源之間有著密切的關聯性，是以污水已不再被視為一種廢棄物，而是一種可再生的資源如水、能源、營養鹽等。因此，未來污水處理的發展將以「碳轉向(carbon redirection)」與「碳中和(carbon neutral)」來達成「資源回收」和「能耗自足」的新目標；面臨全球遭逢氣候變遷之際，污水處理技術的創新如 AB 程序，給了我們新的挑戰與機會。

二、碳轉向(carbon redirection)

化學需氧量(COD)為污水中有機物的總量。典型生活污水 COD 濃度為 500 mg/L (難降解 COD 180 mg/L ，可生物降解 COD 320 mg/L) 所含的最大有機化學能為 1.93 kWh/m^3 。McCarty et al. (2011) 計算出採用好氧活性污泥法和污泥厭氧消化的典型都市污水處理廠，處理每噸 (m^3) 污水的能源需求為 0.6 kWh ，其中約一半的能量用於曝氣以提供空氣。使用傳統的好氧處理方法，可以利用污泥厭氧消化過程中產生的沼氣(含甲烷)來滿足處理廠能源需求的 25~50%，若再改善精進廠內設備則可進一步顯著降低能源的需求。然而，如果污水中更多的能源潛力可被捕獲，且污水處理技術更提升節能，那麼污水處理則可成為淨能生產者，而非耗能者。

在傳統污水處理程序中，COD 的主要流向是被好氧分解（二級好氧處理），不僅因曝氣耗能，而且無法有效地捕獲水中的碳源。若污水採用完全厭氧處理，則有可能在滿足嚴格的放流水標準的同時，實現淨能源生產。污水中的可生物降解有機物從二級好氧處理轉為能量回收的這一轉變被稱之為「碳轉向」，圖 1 為污水傳統（典型）處理程序與能源化回收途徑下碳轉向的概念。圖中顯示碳轉向可提高能源回收、減少與曝氣相關的能源消耗（如好氧氧化、硝化等）、減少有機碳源需求（如反硝化（又稱脫硝或解硝））和減少過多的污泥產生。碳轉向是污水處理實現能源自給的必經之路，且已經是污水處理技術發展的一個重要方向。

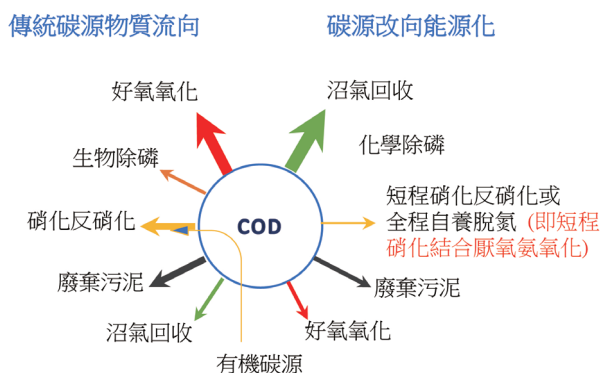


圖 1 碳轉向 (carbon redirection) 示意圖；由「傳統碳源物質流向」轉為「碳源改向能源化」

三、AB 程序

依據碳轉向的概念，AB 程序（如圖 2 所示）旨在提高 A 階段的能源回收潛力，提升對進水中 COD 的捕獲，亦即在生物氧化之前最大限度地從污廢水中捕獲有機物，用於直接厭氧消化，降低 COD 流至 B 階段，使 COD 在污水處理過程中的碳足跡由污染物的直接氧化降解轉向至能源化的利用；至於 B 階段則主要致力於處理營養物質。圖 2 顯示 AB 程序可回收的產能大於耗能，為一正淨能產出的程序。表 1 所示為目前 A 階段可選用的程序，有 A1 化學強化初級處理單元 (chemically enhanced primary

treatment, CEPT)，A2 高負荷活性污泥法 (high rate activated sludge, HRAS)，及 A3 厭氧程序 (anaerobic process)；因 A 階段已將大部分的 COD 經由捕獲、能源化，致使進入 B 階段的污水具『低碳高氮』特性，故可採用 B1 亞硝化反亞硝化 (nitrification and denitrification) (或稱為短程硝化反硝化 (shortcut nitrification and denitrification)) 或 B2 部分亞硝化厭氧氨氧化 (partial nitrification/anammox, PNA; 又稱為 deammonification) 的自營生物除氮技術，在 B 階段除無須添加有機碳源節省藥品費外，少量的曝氣更可降低能源消耗。有關「廢(污)水生物處理氮轉化過程」請參考文獻林志高等 (2021)。

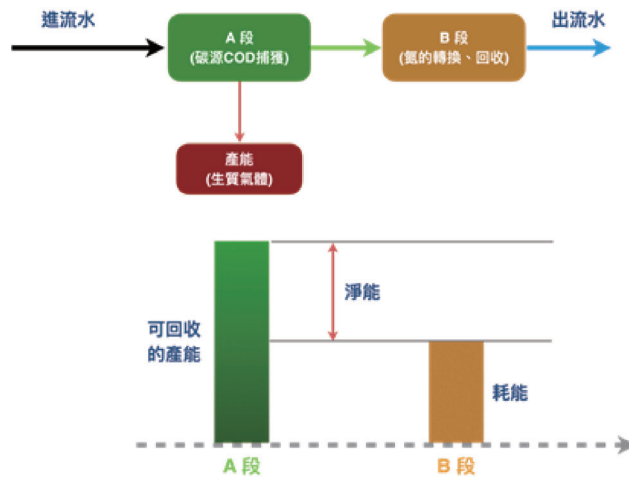


圖 2 AB 程序示意圖及其產能、耗能、淨能的關係。依 Wan et al. 2016 文獻重繪

表 1 AB 程序中 A、B 階段各種不同可選擇的單元程序

AB 程序	可選用的單元程序
A 段	A1 化學強化初級處理單元 (chemically enhanced primary treatment, CEPT)
	A2 高負荷活性污泥法 (high rate activated sludge, HRAS)
	A3 厭氧程序 (anaerobic process)
B 段	B1 短程硝化反硝化 (shortcut nitrification and denitrification)
	B2 部分亞硝化厭氧氨氧化 (deammonification)

* 參考文獻 Wan et al. 2016.

一般污水典型處理流程為前處理、初級處理以及二級處理。初級處理與二級處理也就是所謂的初級沉澱 - 活性污泥法，將進流水 COD 大部分去除，產生的初級污泥及廢棄活性污泥收集後可經污泥厭氧消化，產生沼氣；此傳統程序的 COD 流向及質量平衡如圖 3 所示。由圖可知，傳統污水處理其 COD 去向主要為好氧氧化，假設進流水為 100 單位 COD，則好氧氧化、產生污泥及厭氧產甲烷，分別為 31.5、23.4、及 34.6 單位，其餘 10.5 單位隨出流水流至環境承受水體。

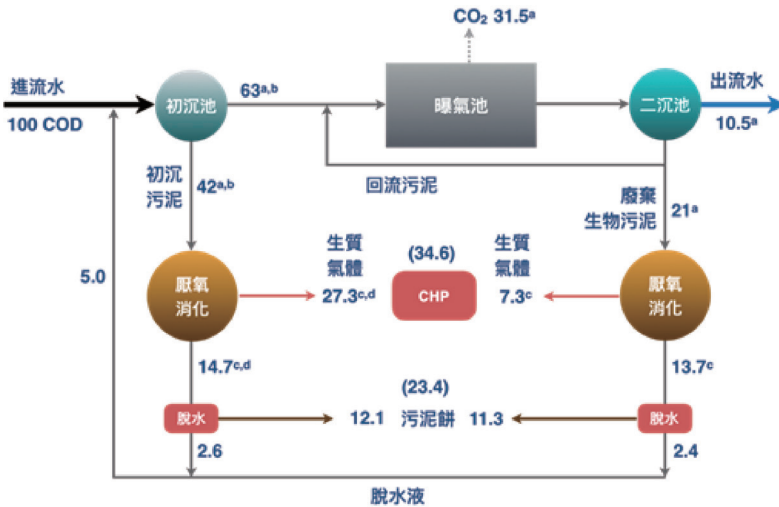


圖 3 傳統典型污水處理程序「活性污泥法」結合「污泥厭氧消化」，COD 流向及質量平衡示意圖 (假設進流水為 100 單位 COD。aMetcalf and Eddy, 2014 ; bRossle and Pretorius, 2001; cParkin and Owen, 1986; dMiron et al. 2000。CHP (combined heat and power) 係指『汽電共生』)

Morrissey and Harleman (1992) 研究指出化學強化初級處理單元 (CEPT) 可以去除高達 80% 的 TSS 和 60% 的總 COD (TCOD)。與傳統的初沉相比，CEPT 產生的污泥量增加了約 45%，其中 33% 是由於更多的固體物被捕獲。此外，富含有機物的 CEPT 污泥更適合厭氧消化而產生沼氣 (Diamantis et al. 2013)。然而，CEPT 對污廢水中可溶性 COD (sCOD) 的去除效率不高，即占污廢水 TCOD 至少 30% 的 sCOD 都可進入 B 階段 (Rossle and Pretorius, 2001)。如果 CEPT 作為 A 階段，進入 B 階段的

sCOD 可為異營反硝化菌的碳源 (Jenni et al. 2014)；因此，短程硝化反硝化過程可為 CEPT (A 階段) 後的 B 階段，以進行營養鹽氮的生物轉換。依據上述討論，CEPT (A1) 短程硝化反硝化 (B1) 已被確定為 AB 程序的可行配置。

高負荷活性污泥法 (HRAS) 為傳統活性污泥程序 (CAS) 的一種改進，因其可在較短的污泥和水力停留時間 (HRT 15 min, SRT 0.5 d)，保留大約 55-65% 的有機物 (Wett et al. 2007)，且污泥停留時間較短 (< 3 d) 在 HRAS 中不會發生硝化反應。對於典型的都市污水 COD 500 mg/L 通過 HRAS 後，約有 175-225 mg/L COD 進入 B 階段，導致 COD/N 比值為 7-9，有利於異營反硝化菌生長 (Jenni et al. 2014)，即 A 階段 HRAS (A2) 後剩餘的 COD 足以通過短程硝化反硝化 (B1) 去除氨。

與好氧程序 (如 CAS) 相比，厭氧程序具有無需曝氣、產生污泥少、產生生物甲烷等優點，使其更具經濟可行性和能源效率。如今，各種厭氧技術可用於處理污廢水，例如：上流式厭氧污泥床 (up-flow anaerobic sludge blanket, UASB)、固定膜厭氧生物反應器 (fixed film anaerobic bioreactor)、厭氧擋板反應器 (anaerobic baffled reactor)、厭氧流化床生物反應器 (anaerobic fluidized bed bioreactor, AFBR) 等。實廠 UASB 系統在 HRT 5-19 h 可去除生活污水 TCOD 的 45-75%，而在實驗室規模的 UASB 反應器中實現了 65-90% 的 TCOD 去除 (Foresti, 2002)；而在 AFBR 中去除了 88% 的 TCOD (Kim et al. 2011)。厭氧處理程序仍有一些技術問題需要解決，包括啟動週期較長、對季節性溫度變化敏感、生活污水有機物濃度低導致微生物生長緩慢等。通常生活污水中超過 80% 的 TCOD 可以在厭氧過程中去除，亦即如果選擇厭氧處理程序作為 A 階段，剩餘的 COD 應該不足以維持 B 階段的短程硝化反硝化，則 A3B1 配置在實際應用中可能不是一個可行的選擇；反之，在如此低的 COD 濃度下，對於 B 階段的厭氧氨氧化結合的部分硝化是可行的 (Malovanyy et al. 2015a, 2015b)，因此 A3B2 配置在這個意義上更合理。厭氧處理程序 (A3) 部分硝化厭氧氨氧化 (B2) 在上述討論中亦被確定為理想的 AB 程序。

圖 4 為 A3B2 程序，相較於圖 3，其 COD 的流向及質量平衡顯示此程序不但可以降低好氧氧化，而且在生物轉化為污泥之前，直接經由厭氧處理捕獲生活污水中存在的有機物，污水厭氧處理和污泥厭氧消化產甲烷的 COD 分別為 67 和 8 單位。A3B2

程序對當前傳統污水處理廠的模式轉變，可提高能源回收、可減少與曝氣相關的能源消耗，以及可減少污泥產量。表 2 比較 3 種不同 AB 程序 (A1B1, A2B1, A3B2)，在未考量處理程序所需能耗情況下，這 3 種 AB 程序產能比活性污泥法增加 30~120%；活性污泥法曝氣耗能高，故若以淨產能比較，AB 程序更具優越性。

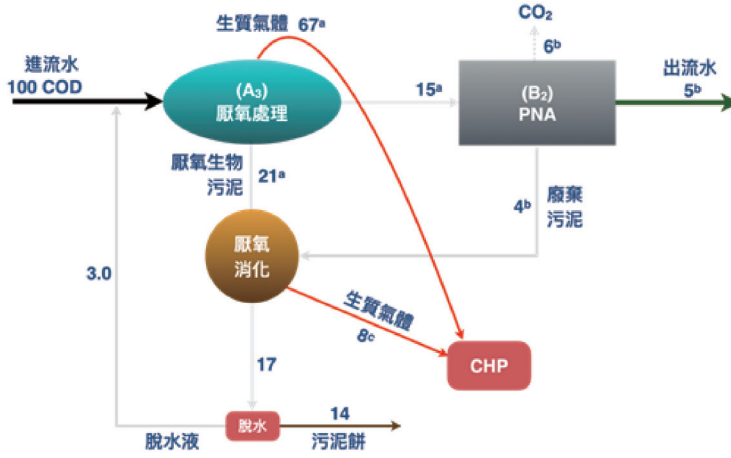


圖 4 A3B2 程序「厭氧處理」結合“PNA”，COD 流向及質量平衡示意圖 (假設進流水為 100 單位 COD 。 aGopala Krishna et al. 2009; bMetcalf and Eddy, 2014; cParkin and Owen, 1986. CHP (combined heat and power) 係指『汽電共生』)

四、污水處理的新變革與新機遇

國際污水處理業正持續積極朝污染物削減功能的強化提升、低碳處理和能源開發、以及資源回收這 3 方向邁進，我國污水處理相關產業處於這大變革的時刻，要勇於面對新變革的挑戰。相對於傳統污水處理廠，未來污水處理廠的新目標為水和能源回收、資源循環、及環境友好永續。至今最具發展潛力的新穎污水處理廠如圖 5 所示，污水經初級沉澱去除懸浮性固體，溶解性污染物進入二級厭氧處理；有機物經厭氧反應產生能源（沼氣），有機氮可轉化為氨氮；二級厭氧處理之出流水進入三級厭氧生物除氮（主流厭氧氨氧化）程序；以上產生的初級污泥和生物污泥收集後，經污泥厭氧消化可產生能源（沼氣）及穩定的厭氧消化污泥。三級厭氧生物除氮之出流水，可再進行高級處理以達成水回收的目標；厭氧消化污泥可經黑水虻 (black soldier fly,

BSF) 轉化成具高附加價值的飼料原料。總之，以上所述之未來污水處理廠將可達成「碳中和」和相對「淨零碳排」，藉以提供循環經濟下污水處理突破與創新的新途徑。圖 5 中所指「主流」和「側流」請參見文獻林志高等 (2021)。

表 2 AB 程序與活性污泥法的比較

COD 流向 所占比例 %	活性污泥法	AB 程序		
		A ₁ B ₁	A ₂ B ₁	A ₃ B ₂
氧化	31.5	19	15	6
出流水	10.5	10.5	10	5
污泥	23.4	25.2	25	14
產能	34.6	45.2	50	75
產能比值	1	1.31	1.45	2.17

五、二級厭氧處理研究案例

Dutta et al. (2014) 以 2 階段程序 (示意圖請參考文獻 Dutta et al. 2014) 即厭氧流體化床生物反應器 (anaerobic fluidized-bed bio-reactor, AFBR) 接厭氧流體膜生物反應器 (anaerobic fluidized membrane bio-reactor, AFMBR) 處理林口都市污水，生物反應系統 AFBR-AFMBR 使用顆粒活性炭 (granule activated carbon, GAC) 為生物膜載體介質，AFBR 和 AFMBR 高度皆為 1,000 mm，內徑 40 mm，工作體積 2 L；AFMBR 內置孔徑 <0.1 m 之中空纖維膜組，膜總表面積 0.04 m²。AFBR-AFMBR 的操作共有 12 個不同階段 (I-XII)。階段 I-III (1-78 d) 以合成基質採間歇模式進行 AFBR 啟動 (start-up)，隨後，階段 IV-V (79-160 d) 在連續模式下運行，初始 HRT 8 h，進水 COD 濃度為 1,000 mg/L，有機負荷率 (organic loading rate, OLR) 為 3 kg COD/m³ d。在階段 VI 起，AFMBR 與 AFBR 串連，逐漸降低進流水 COD 濃度直至階段 VII 其濃度與實際都市污水濃度相當。階段 VIII 起即進流實際都市污水，但先經 10 m 篩分處理。表 3 顯示階段 VIII-XII 的操作條件，實際污水 COD 濃度變異大，範圍 38-132 mg/L 之間，水力停留時間 (hydraulic retention time, HRT) 0.45-1.55 h，流量為 1-4.44 L/h，其他操作條件請參閱表 3，如 OLR、水上升速度及流體膨脹率。

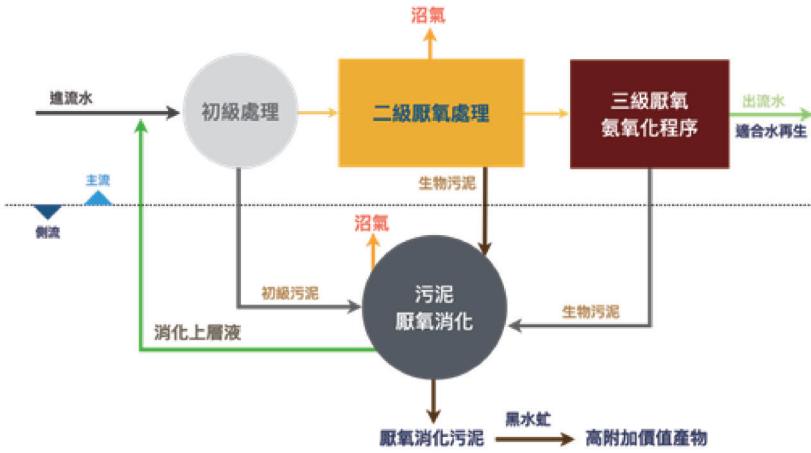


圖 5 新穎污水處理廠示意圖

階段 VIII-XII 操作結果如表 4 所示，COD 去除率 67% (階段 XII) 至 84.6% (階段 XI) 不等。階段 XII，HRT 僅 1.28 h 導致 COD 和 sCOD 去除率分別下降至 67% 和 52%；然而，其出流水水質仍介於可接受範圍內，出流水 COD 和 sCOD 濃度分別為 35 和 21 mg/L。Kim et al. (2011) 指出 AFMBR 作為厭氧處理的第二道程序可使水質更淨化，Dutta et al. (2014) 的研究中也驗證這一點；表 4 顯示低 COD 濃度的進流水，AFMBR 中 COD

表 3 AFBR-AFMBR 程序進流都市污水操作條件表

階段 (d)	程序	進流 COD, mg/L	HRT, h	流量 L/h	OLR, kg COD/m ³ d	水上升速度 m/h (膨脹率%)
VIII (219-246)	AFBR	38	1.55	1.29	0.58	91.7 (50)
	AFMBR	25	2	1	0.3	116 (100)
IX (247-257)	AFBR	70	1.55	1.29	1.08	91.7 (50)
	AFMBR	25	2	1	0.3	116 (100)
X (258-263)	AFBR	70	1.36	1.47	1.23	49 (40)
	AFMBR	25	1.55	1.29	0.39	116 (100)
XI (264-281)	AFBR	132	0.45	4.44	7	49 (40)
	AFMBR	49	1.55	1.29	0.75	116 (100)
XII (282-299)	AFBR	106	0.45	4.44	5.65	49 (40)
	AFMBR	50	0.83	2.41	1.44	116 (100)

*參考文獻 Dutta et al. 2014

表 4 AFBR-AFMBR 程序處理都市污水進流出流水值及污染物去除率

參數 ^a	進流	出流		去除率 %		Overall
		AFBR	AFMBR	AFBR	AFMBR	
階段 VIII (219-246) Total HRT 3.55 h						
TCOD	38 ± 5.6	21 ± 6	10	44.7	52	74
sCOD	32 ± 2.8	16.6 ± 2.3	8 ± 2.8	48.1	52	75
TSS	7.5 ± 5	0.8	0.5	89	37.5	93.3
VSS	5.6 ± 4	0.8	0.5	86	37.5	91
pH		6.79	6.4			
Alk. as CaCO ₃	100	117	127			
階段 IX (247-257) Total HRT 3.55 h						
TCOD	53 ± 30	29 ± 14	10 ± 0.4	45	65.5	81
sCOD	26 ± 16	20 ± 9	10 ± 0.8	23	50	61
BOD ₅	17 ± 15	9.5 ± 0.7	0	44	100	100
TSS	8 ± 9	2.7 ± 1.5	0.7 ± 0.2	66.3	81.5	93.8
VSS	7 ± 7.7	2.3 ± 1.4	0.5 ± 0.3			
pH		6.64	6.4			
Sulfate	45 ± 22	25 ± 15	21 ± 15			
階段 X (258-263) Total HRT 2.91 h						
TCOD	70	40.6	17	42	58	75
BOD ₅	18	8	0	55.5	100	100
TSS	6.4 ± 1.1	3.8 ± 0.3	0	40.6	100	100
VSS	2.8 ± 0.6	0.6 ± 0.3	0	78.6	100	100
pH		6.7	6.4			
Alk. as CaCO ₃	189 ± 9	168	126 ± 16			
Sulfate	43.7	42.2	35			
階段 XI (264-281) Total HRT 2 h						
TCOD	132 ± 75	52 ± 13	20 ± 5	61	61	85
TSS	27 ± 19	5.5 ± 3.2	3.7 ± 2.6	80	33	86
VSS	19 ± 15	3 ± 1	1.5 ± 1.1	84	49	92
pH		6.8	6.5			
Alk. as CaCO ₃	212 ± 13	205 ± 92	183 ± 12			

表 4 AFBR-AFMBR 程序處理都市污水進流出流水值及污染物去除率 (續)

參數 ^a	進流	出流		去除率 %		
		AFBR	AFMBR	AFBR	AFMBR	Overall
階段 XII (282-299) Total HRT 1.28 h						
TCOD	106 ± 33	49 ± 22	35 ± 10	54	29	67
sCOD	44 ± 10	30 ± 12	21 ± 13	32	30	52
TSS	35 ± 43	3.2 ± 1.3	0.6	91	81	98
VSS	29 ± 34	3 ± 1	0.3	90	90	99
pH		6.76	6.2			
Alk. as CaCO ₃	169 ± 21	173 ± 73	191 ± 94			

^a除 pH 外，單位 mg/L (參考文獻 Dutta *et al.* 2014.)

和 sCOD (soluble COD, 溶解性 COD) 的去除效率分別為 28-60% 和 30-52%，高於 AFBR。當 HRT 持續降低，AFBR-AFMBR 仍可維持穩定操作。在階段 VIII-XII 沒有觀察到氣體產生，這可能是由於污水中存在硫酸鹽 45 (階段 IX) 及 44 mg/L SO₄²⁻S (階段 X)，硫酸鹽還原菌將與產甲烷菌競爭 COD，亦即硫酸鹽還原菌優先利用 COD；因此，沒有或極少的天然氣產生，文獻 Shayegan *et al.* (2005) 和 O'Reilly and Colleran (2006) 亦有相同觀察結果。

AFBR 能夠去除污水中大部分的 TSS 和 VSS，在不同操作階段 TSS 和 VSS 的去除率分別為 40-90% 和 66-90%，但文獻 Kim *et al.* (2011) 和 Yoo *et al.* (2012) 對 AFBR 並無 TSS 和 VSS 去除率的說明。Dutta *et al.* (2014) 指出 AFBR 對 TSS 和 VSS 的高去除效率有助於降低 AFMBR 的處理負荷，從而提高膜的耐用性，而 AFBR 未能去除的 TSS 和 VSS 可在 AFMBR 被去除，TSS 濃度可降低到接近於零。Shin *et al.* (2014) 連續運行中試規模的厭氧流化膜生物反應器 (staged anaerobic fluidized membrane bioreactor, SAF-MBR) 485 天，估算所需能耗為 0.227 kWh/m³，若通過更佳的设计，例如將回流管線直徑從 10 cm 增加到 20 cm，則可顯著降低能量需求至 0.133 kWh/m³；在獲得能源方面，產生的甲烷可得的理論能量為 0.42 kWh/m³，一般甲烷轉化為電能的能量轉移效率為 33%，則 SAF-MBR 的潛在電能產量將為 0.14 kWh/m³ 高於前述所需的能耗 0.133 kWh/m³。同時考量污泥厭氧消化產生的甲烷，則可以獲得更多的能量，除滿足 SAF-MBR 營運能源需求，更可產生淨正能量。

六、三級厭氧氨氧化研究案例

Trela *et al.* (2014) 研究指出，與傳統的反硝化程序相比，部分亞硝化厭氧氨氧化被認為更環保，因為它降低了能源需求，不需要外部碳源並且溫室氣體排放量更低；就能耗 (kWh/kg N)、碳源消耗 (kg 甲醇 /kg N)、CO₂ 排放 (ton/ton N)、N₂O 排放而言，傳統的反硝化程序分別為 1.3 kWh/kg N, 2.3 kg 甲醇 /kg N, 3.5 ton/ton N, N₂O 排放高；而部分亞硝化厭氧氨氧化則分別為 0.5 kWh/kg N, 0 kg 甲醇 /kg N, 0.4 ton/ton N, N₂O 排放低。

Chen *et al.* (2017) 研究以填充床生物反應器 (packed bio-reactor, PBR) 對二級生物處理的出流水進行生物除氮 (請參考文獻 Chen *et al.* (2017) 中 PBR 示意圖)，PBR 工作體積為 2 L (直徑 50 mm、高度 1.0 m)。在柱頂設置 2 個並排的沉降室，每個體積為 4.5 L，以防止生物質流失。pH 和溶解氧 (DO) 電擊棒安裝在反應器上，用於線上即時測量監測。DO 控制在 0.5 ± 0.1 mg/L。反應器在環境溫度下操作。在啟動期間，由直徑 2.7 cm 的塑料填料介質充滿 20% 的反應器。然後將 300 mL 的植種污泥倒入反應器中。

PBR 通過同時部分亞硝化、厭氧氨氧化和反硝化 (simultaneous nitrification anammox and dinitrification, SNAD) 程序對不同水力停留時間 (hydraulic retention time, HRT) 的生物除氮進行了研究；PBR 在 5 個連續階段運行，HRT 從 24、18、12、6 到 3h。以桃園市當地污水處理廠的二級沉澱池的出流水為 PBR 的進流水，水質如表 5 所示。該污水處理廠處理的污水來源包括都市污水 66%、醫院生活污水 29%、工業園區污水 5%。PBR 的進流水水質濃度 COD、TKN、NH₄⁺-N 濃度分別為 36±16、35±9、20±7 mg/L，水質特性屬低碳高氮。表 5 結果顯示當 HRT 低至 3 h 時，出流水氨氮和硝酸鹽氮的濃度均接近 0 mg/L。總氮去除效率從 HRT 18 h 和 24 h 的 85% 下降至 HRT 3 h 的 38%，顯示低 HRT 低氮去除效率是由於在較短的 HRT 下，有機氮的降解不完全。分子生物分析結果顯示厭氧氨氧化菌占微生物群落的 30.5%。Chen *et al.* (2017) 的結論指出通過 PBR 中的 SNAD 生物程序能夠有效地完全去除二級生物處理的出流水中的無機氮。

表 5 在不同 HRT 下，出流水氮 a 及 COD 濃度及其去除率

mg/L	HRT, h	操作時間, d	TKN	NH ₄ ⁺ -N	COD
進流水	3~24	325	35±9	20±7	36±16
	24	7	4±1 (89) ^b	-(100)	17±3 (53)
	18	68	5±1 (86)	-(100)	12±3 (67)
出流水	12	150	10±4 (71)	-(100)	16±7 (56)
	6	47	17±2 (51)	-(100)	24±5 (33)
	3	53	20±3 (43)	1±2 (95)	30±11 (17)

^aNO_x-N ≤ 1 mg/L, ^b 去除率

七、結語

高能耗對污水處理業造成了嚴重的影響和挑戰，也不可避免地與全球氣候變化問題有關；我們應該更積極地開發或採用新的處理程序和新穎技術。污水生物處理淨產能和除氮的問題對於未來的發展很重要。迄今為止，最佳程序組合為主流厭氧處理，然後接主流厭氧氨氧化處理。它在淨能源生產方面遠遠優於其他所有組合，同時低污泥產量，也大大減少了污泥處理及處置成本。

參考文獻

- 林志高、黃靖修、劉穎川、胡振中、陳文興、黃良銘、黎德明、藍茜茹 (2021)，廢(污)水生物處理氮轉化過程。工業污染防治，第 152 期，145-162。
- Chen, W.H., Y.-A. Chiang, Y.-T. Huang, S.-Y. Chen, S. Sung, J.-G. Lin (2017) Tertiary nitrogen removal using simultaneous partial nitrification, anammox and denitrification (SNAD) process in packed bed reactor. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 120, 36-42.
- Diamantis, V., W. Verstraete, A. Eftaxias, B. Bundervoet, V. Siegfried, P. Melidis, A. Aivasidis (2013) Sewage pre-concentration for maximum recovery and reuse at decentralized level. *Water Sci. Technol.* 67, 1188-1193.
- Dutta, K., M.-Y. Lee, W. W.-P. Lai, C.-H. Lee, A. Y.-C. Lin, C.-F. Lin, J.-G. Lin (2014) Removal of pharmaceuticals and organic matter from municipal wastewater using two-stage anaerobic fluidized membrane bioreactor. *Bioresource Technology*, 165, 42-49.
- Foresti, E. (2002) Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Sci. Technol.* 45, 181-186
- Gopala Krishna, G. V. T., P. Kumar, P. Kumar (2009) Treatment of low-strength soluble wastewater using an anaerobic baffled reactor (ABR). *J. Environ. Manage.* 90, 166-176.
- Jenni, S., S. E. Vlaeminck, E. Morgenroth, K. M. Udert (2014) Successful application of nitrification/anammox to wastewater with elevated organic carbon to ammonia ratios. *Water Res.* 49, 316-326.
- Kim, J., K. Kim, H. Ye, E. Lee, C. Shin, P.L. McCarty, J. Bae (2011) Anaerobic fluidized bed membrane bioreactor for wastewater treatment. *Environ. Sci. Technol.* 45, 576-581.

- Malovanyy, A., J. Yang, J. Trela, E. Plaza (2015a) Combination of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor and partial nitrification/anammox moving bed biofilm reactor (MBBR) for municipal wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 180, 144–153.
- Malovanyy, A., J. Trela, E. Plaza (2015b) Mainstream wastewater treatment in integrated fixed film activated sludge (IFAS) reactor by partial nitrification/anammox process. *Bioresour. Technol.* 198, 478–487.
- McCarty, P.L., J. Bae, J. Kim (2011) Domestic wastewater treatment as a net energy producer-can this be achieved? *Environ. Sci. Technol.* 45, 7100-7106.
- Metcalf & Eddy|AECOM (2014) *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. 5th Edition, McGraw-Hill, New York.
- Miron, Y., G. Zeeman, J. B. van Lier, G. Lettinga (2000) The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Res.* 34, 1705-1713.
- Morrissey, S., D. F. Harleman (1992) In *Chemical Water and Wastewater Treatment II* (eds Rudolf Klute & Hermann Hahn) Ch. 26, 401-416, Springer Berlin Heidelberg.
- O' Reilly, C., E. Colleran (2006) Effect of influent COD/SO₄-2 ratios on mesophilic anaerobic reactor biomass populations: physico-chemical and microbiological properties. *FEMS Microbiol. Ecol.* 56, 141-153.
- Parkin, G. F. and W. F. Owen (1986) Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. *J. Environ. Eng.* 112, 867-920.
- Rossle, W. H. and W. A. Pretorius (2001) A review of characterisation requirements for in-line prefermenters - Paper 1: Wastewater characterisation. *Water SA* 27, 405-412.
- Shayegan, J., F. Ghavipankeh, P. Mirjafari (2005) The effect of influent COD and upward flow velocity on the behaviour of sulphate-reducing bacteria. *Process Biochem.* 40,

2305-2310.

Trela, J., A. Malovanyy, J. Yang, E. Plaza, K. Trojanowicz, R. Sultana, B.-M. Wilén, F. Persson, C. Baresel (2014) Deammonification Synthesis report 2014 R&D at Hammarby Sjöstadswerk, Edited by C. Baresel & E. Plaza. Swedish Environmental Research Institute.

Wan, J. F., J. Gu, Q. Zhao, Y. Liu (2016) COD capture: a feasible option towards energy self-sufficient domestic wastewater treatment. *Scientific Reports* 6:25054, 1-9.

Wett, B., K. Buchauer, C. Fimml (2007) In IWA Leading Edge Technology Conference, 21-24 Singapore: Asian Water.

Yoo, R., J. Kim, P. L. McCarty, J. Bae (2012) Anaerobic treatment of municipal wastewater with a staged anaerobic fluidized membrane bioreactor (SAF-MBR) system. *Bioresour. Technol.* 120, 133-139.