

บทที่ 2

บททวนเอกสาร

2.1 NOM

NOM ที่มีแหล่งกำเนิดในน้ำธรรมชาติโดยทั่วไปจะเกิดจากการเติบโตหรือการเน่าเปื่อยของพืช และกระบวนการสลายตัวของจุลินทรีย์ต่าง ๆ โดยแหล่งที่มาของ NOM ในแหล่งน้ำมีอิทธิพลอย่างมากต่อส่วนประกอบของ NOM ที่พบ

แหล่งที่มาที่สำคัญของ NOM ในแหล่งน้ำจืด คือ สาหร่าย และ Cyanobacterial ซึ่งส่วนใหญ่อยู่ในรูป Aliphatic และปราศจากสารลิกนิน โดยสารอินทรีย์จากแหล่งนี้จะมีส่วนประกอบที่เป็น ฟีนอลิก (Phenolic) และ อะโรมาติก (Aromatic) ในปริมาณที่ต่ำ ตรงข้ามกับสารอินทรีย์ที่เกิดจากดิน ซึ่งโดยมากจะมาจากซากพืชที่อยู่บนบก ทำให้มีองค์ประกอบที่เป็นสารลิกนินในปริมาณที่สูง

ลิกนินมีโครงสร้างหลักเป็นสารอะโรมาติก ทำให้ NOM ที่มีแหล่งกำเนิดมาจากดินมีส่วนประกอบเป็นสารอะโรมาติกมากกว่า NOM ที่มีแหล่งกำเนิดในน้ำ นอกจากนี้สถานที่ และอายุของดินที่ทำให้เกิด NOM ก็มีอิทธิพลต่อองค์ประกอบของ NOM โดยองค์ประกอบที่สำคัญของ NOM ในน้ำผิวดินที่เกิดจากซากพืชที่ทับถมกัน แล้วถูกน้ำชะลงสู่แหล่งน้ำจะมีส่วนประกอบหลักเป็นกรดฟัลวิก ที่มีน้ำหนักโมเลกุลน้อย ซึ่งละลายน้ำได้และไม่ถูกดูดซับโดยดิน ต่างจาก NOM ที่อยู่ในแหล่งน้ำบาดาลที่มีอายุมาก ๆ ซึ่งมักจะถูกกำจัดโดยการดูดซับ เนื่องจากเวลาสัมผัสที่ยาวนานกับชั้น Aquifer ดังนั้น NOM ที่ยังละลายอยู่ในน้ำจะเป็นส่วนที่ถูกดูดซับได้น้อย (Goel และคณะ ,1995)

NOM ในน้ำอาจจะอยู่ในรูปของอนุภาค คอลลอยด์ หรือในรูปสารละลาย โดยทั่วไปอนุภาคสารอินทรีย์จะถูกกำจัดได้ง่ายโดยกระบวนการโคแอกกูเลชัน ฟลอคกูเลชัน และการตกตะกอน เหมือนกับอนุภาคทั่วไปที่ทำให้เกิดความขุ่นในน้ำ NOM ละลาย คือ โมเลกุลของสารอินทรีย์ที่สามารถผ่านเมมเบรนที่ขนาด $0.45 \mu\text{m}$ ส่วน NOM ที่เป็นคอลลอยด์จะแตกต่างจาก

โมเลกุลของ NOM ตรงที่สามารถกำจัดออกโดยใช้กระบวนการโคแอกกูเลชันแบบทำให้ประจุเป็นกลาง (Charge Neutralization) (Crozes และคณะ , 1995)

NOM สามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ส่วน คือ ส่วนที่เป็นสารชีวมีก และส่วนที่ไม่ใช่สารชีวมีก NOM ส่วนที่เป็นสารชีวมีกจะมีคุณสมบัติเป็นสาร Hydrophobic โดยประกอบด้วย กรดชีวมีก กรดฟัลวีก และฮิวมิน ส่วน NOM ที่ไม่ใช่สารชีวมีกจะมีคุณสมบัติเป็นสาร Hydrophobic น้อยกว่า สารชีวมีก โดยประกอบด้วย Hydrophilic Acids โปรตีน กรดอะมิโน และคาร์โบไฮเดรต (Owen และคณะ , 1995) โดยทั่วไป NOM ส่วนที่เป็นสารชีวมีกจะมีประมาณ 45-65 % และส่วนที่ไม่ใช่สารชีวมีกจะมีประมาณ 35-55 % (Hanra และคณะ)

2.1.1 เหตุที่ต้องกำจัด NOM ออกจากน้ำในกระบวนการผลิตน้ำประปา

ในช่วงก่อนปี ค.ศ. 1970 งานวิจัยในเรื่องลักษณะสมบัติของ NOM ในน้ำดื่ม และวิธีการกำจัดเกิดขึ้นเนื่องจากความต้องการในการกำจัดสีออกจากแหล่งน้ำที่ใช้ในการผลิตน้ำประปา หลังจากนั้นจึงได้มีการศึกษาถึงปัญหาอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้องกับ NOM ซึ่งประกอบด้วย ความต้องการปริมาณสารโคแอกกูแลนต์ และสารฆ่าเชื้อโรคที่มากขึ้นของน้ำที่มี NOM ความสามารถในการจับโลหะและสารอินทรีย์เกล็ดน้ำ การทำให้เกิดการกัดกร่อน และการเติบโตขึ้นใหม่ของแบคทีเรียในระบบจ่ายน้ำ โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อมีการใช้สารออกซิแดนท์ระหว่างกระบวนการบำบัด การทำให้เกิดกลิ่น และรสในน้ำ แนวโน้มในการเป็นตัวขัดขวางการกำจัดสารปนเปื้อนอื่น ๆ ในน้ำ และ การเป็นสารที่ก่อให้เกิดสาร Disinfection By-products (DBPs) ซึ่งเป็นปัญหาที่สำคัญมากในปัจจุบัน

เมื่อพิจารณาถึงคุณสมบัติทางเคมี และกระบวนการที่ใช้ในการผลิตน้ำประปา NOM ส่วนที่เป็นสารชีวมีกจะมีบทบาทสำคัญมากต่อปัญหาที่จะเกิดขึ้นกับน้ำประปา ในขณะที่ NOM ส่วนที่ไม่ใช่สารชีวมีกจะทำให้เกิดปัญหาต่อคุณภาพของน้ำประปานั้นน้อยกว่า อย่างไรก็ตาม Owen และคณะ (1995) พบว่า NOM ส่วนที่ไม่ใช่สารชีวมีกสามารถทำให้เกิดสาร DBPs ในปริมาณที่มีนัยสำคัญ นอกจากนั้น ยังอาจเป็นส่วนสำคัญของสารอินทรีย์คาร์บอนที่ข่อยสลายได้ ซึ่งทำให้เกิดปัญหาการเติบโตขึ้นใหม่ของแบคทีเรียในระบบจ่ายน้ำ โดยกระบวนการที่ใช้ในการวิจัย ซึ่งแสดงในรูปที่ 2.1 เป็นวิธีที่ใช้อย่างแพร่หลายในการแยกและวิเคราะห์ส่วนประกอบของ NOM ในปัจจุบัน โดยถือว่าเป็นวิธีมาตรฐานในการตรวจสอบน้ำและน้ำเสียที่ใช้ในประเทศสหรัฐอเมริกา (APHA, AWWA, WPCF (1995))

2.1.2 ลักษณะสมบัติของสารชีวโมเลกุล

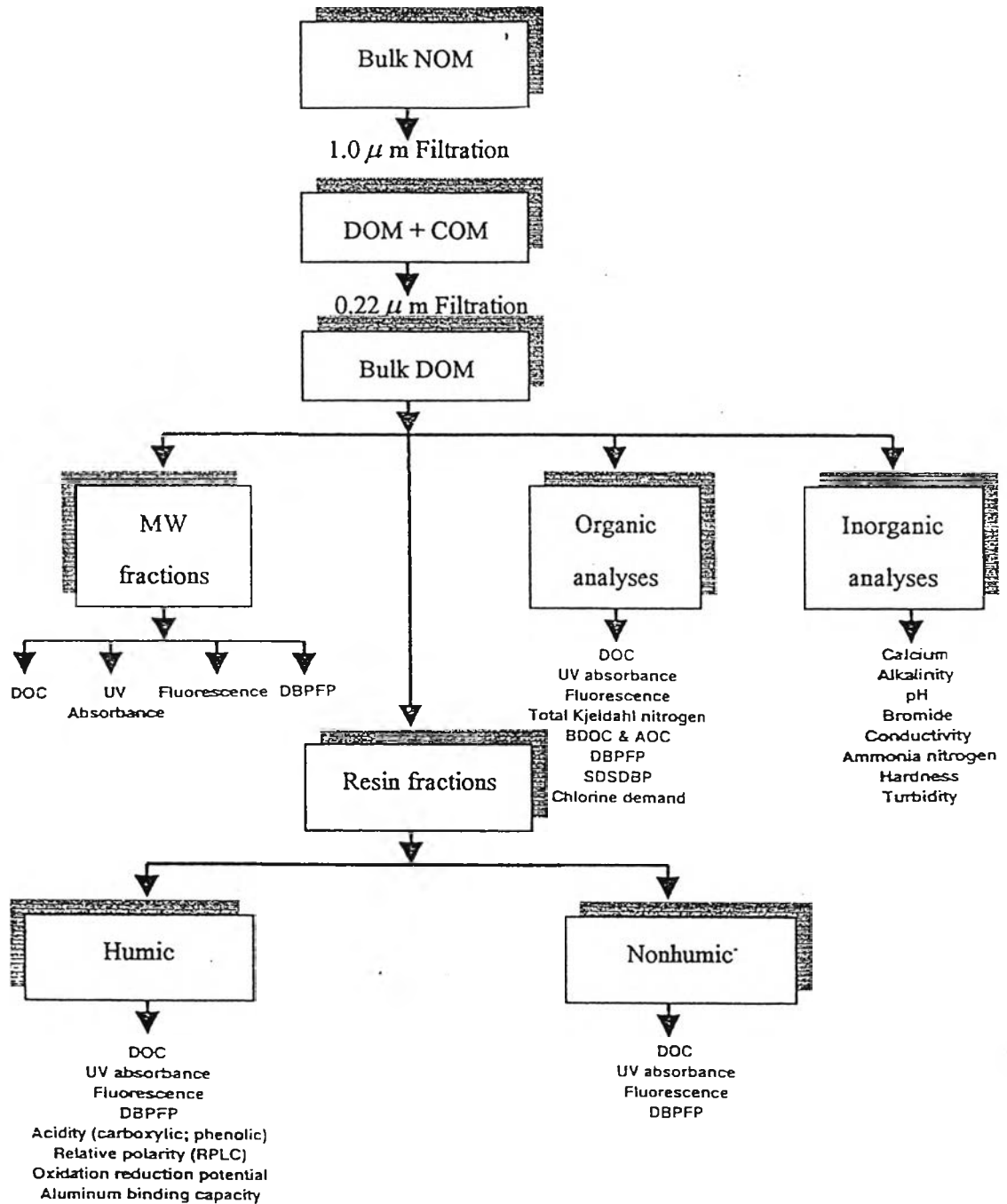
2.1.2.1 โครงสร้างทางเคมีของสารชีวโมเลกุล

สารชีวโมเลกุลมีสูตรโมเลกุล และสูตรโครงสร้างที่ไม่แน่นอน อย่างไรก็ตาม เป็นที่ยอมรับกันโดยทั่วไปว่า กรดชีวโมเลกุล เป็นสารโพลีเมอร์ ที่ประกอบด้วย อะโรมาติกโมโนเมอร์ (Aromatic Monomers) ในปริมาณต่าง ๆ กัน Chirstman และ Ghassemi (1966) ได้เสนอว่า โครงสร้างของกรดชีวโมเลกุล ประกอบด้วยกลุ่มทำปฏิกิริยา (Functional Groups) หลายกลุ่ม เช่น กรดคาร์บอกซิลิก (Carboxylic Acids) ไฮดรอกซิล (Hydroxyl) และ คีโตน (Ketone) โดยพบว่ากลุ่มทำปฏิกิริยาที่เป็นคาร์บอกซิลิก มีปริมาณถึง 60-90 % ของกลุ่มทำปฏิกิริยาทั้งหมด ดังนั้นสารชีวโมเลกุลจึงมีประจุลบในช่วงค่าพีเอชของน้ำธรรมชาติและค่าพีเอชที่สูงกว่านั้น และเนื่องจากกลุ่มทำปฏิกิริยาเหล่านี้ทำให้สารชีวโมเลกุลสามารถละลายน้ำได้ดีที่ค่าพีเอชสูง ๆ และมีความสามารถในการแลกเปลี่ยนและการเกิดสารประกอบกับไอออนประจุบวกที่มีสองและสามวาเลนซ์ โดยไอออนประจุบวกที่มีสองวาเลนซ์ ซึ่งเป็นส่วนสำคัญขององค์ประกอบของสารอนินทรีย์ในน้ำธรรมชาติสามารถทำปฏิกิริยากับกลุ่มคาร์บอกซิลิก ในสารชีวโมเลกุลทำให้ประจุของสารชีวโมเลกุลมีค่าลดน้อยลง (Hanra และคณะ)

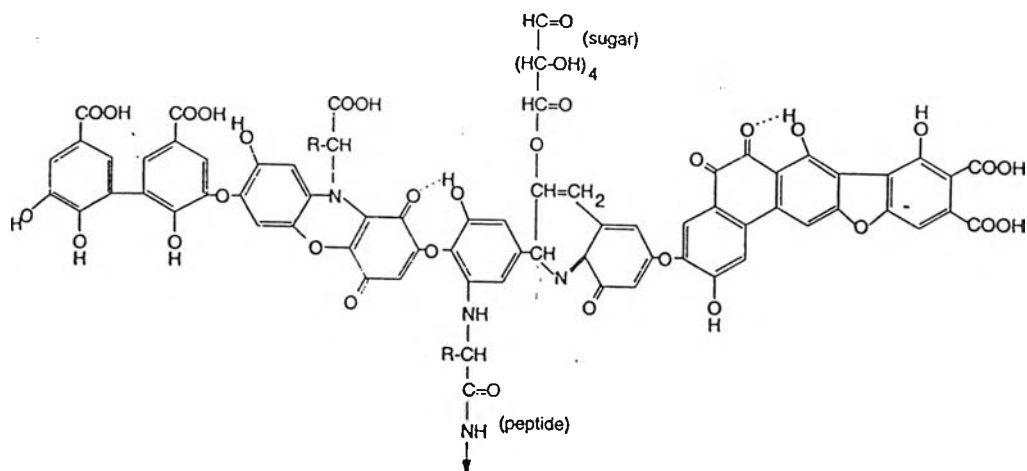
Stevenson (1982) อธิบายถึงลักษณะโครงสร้างของกรดชีวโมเลกุลว่าเป็นวงของโมเลกุลสายยาวหลาย ๆ โมเลกุลซึ่งเชื่อมจากส่วนหนึ่งของวง ไปยังส่วนอื่น ๆ การเชื่อมของวงนี้อาจเนื่องมาจากพันธะระหว่างส่วนที่เป็น Hydrophobic ของโมเลกุล เช่นไฮโดรคาร์บอน และส่วนที่เป็น Hydrophobic อื่น ๆ กับส่วนที่เป็น Hydrophilic (กลุ่มทำปฏิกิริยาที่มีขั้ว) โดยเกิดขึ้นในสารละลายในดิน หรือเกิดขึ้นโดยตรงกับผิวของแร่ธาตุในดิน ดังแสดงในรูปที่ 2.2

2.1.2.2 น้ำหนักโมเลกุลของสารชีวโมเลกุล

น้ำหนักโมเลกุลของสารชีวโมเลกุลมีค่าอยู่ในช่วงกว้างมาก Gjessing (1966) รายงานผลจากการทดลองโดยใช้ Gel Filtration ถึงน้ำหนักโมเลกุลของสารชีวโมเลกุลว่ามีค่าระหว่างน้อยกว่า 700 ถึงมากกว่า 20,000 ซึ่งค่าน้ำหนักโมเลกุลที่ได้ยังขึ้นอยู่กับวิธีที่ใช้ในการวิเคราะห์ด้วย เช่น น้ำหนักโมเลกุลของกรดชีวโมเลกุลโดยการใช้วิธีทางเคมีพบว่ามีความประมาณ 1,300 - 13,000 โดยวิธี Osmometric Cryoscopy และวิธี Diffusion และ Viscosity มีค่า 700 - 26,000 และโดยวิธี Ultracentrifugation และ Light Scattering มีค่าเท่ากับ 30,000 - 80,000 ส่วนกรดฟัลลิก พบว่าส่วนใหญ่มีค่าน้ำหนักโมเลกุลต่ำประมาณ 200 - 1,000 (Gassemi และ Cristman , 1968)



รูปที่ 2.1 กระบวนการแยกและวิเคราะห์ส่วนประกอบของ NOM (Owen และคณะ , 1995)



รูปที่ 2.2 รูปแสดงโครงสร้างของกรดฮิวมิก (Stevenson , 1982)

Schnitzer และ Khan (1972) ได้สรุปค่าน้ำหนักโมเลกุลของกรดฮิวมิกที่หาจากวิธีต่าง ๆ กัน ดังแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 น้ำหนักโมเลกุลของกรดฮิวมิก (Schnitzer และ Khan ,1972)

Value of molecular weight	Method of estimation
5,000-7,000	Dialysis
4,500-26,000	Diffusion
14,000-20,000	Gel filtration
5,000-100,000 (Average 25,000)	Gel filtration
10,000-200,000	
~ 25,000	Sedimentation , Viscosity
~ 36,000	Viscosity
47,000-53,800	Osmometry
~ 53,000	Sedimentation

อย่างไรก็ตามในการศึกษาถึงลักษณะสมบัติของสารฮิวมิกในช่วงปี 1990s การหาค่าน้ำหนักโมเลกุลของสารฮิวมิกสามารถทำได้แน่นอนขึ้น เช่น Hassett และ Banwart (1992) ได้สรุปค่าน้ำหนักโมเลกุลของกรดฮิวมิกว่ามีค่าอยู่ในช่วง 20,000 - 1,360,000 และน้ำหนักโมเลกุลของกรดฟัลวิกอยู่ในช่วง 275 - 2110

2.1.3 พารามิเตอร์ที่ใช้เป็นตัวแทนในการวัดปริมาณของ NOM

ค่า TOC และ ค่าUV254 เป็นพารามิเตอร์ที่ใช้เป็นตัวแทนที่ดีในการวัดปริมาณของ NOM ในปัจจุบัน

การวัดค่า TOC เป็นการวัดปริมาณสารอินทรีย์ทุกชนิดที่มีองค์ประกอบเป็นธาตุคาร์บอน ซึ่งประกอบด้วย สารคาร์บอนอินทรีย์ละลาย (Dissolved Organic Carbon หรือ DOC) ซึ่งเป็น TOC ส่วนที่ผ่านสารกรองที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูกรอง $0.45 \mu\text{m}$ อนุภาคสารอินทรีย์คาร์บอน (Particulate Organic Carbon หรือ POC) คือสารอินทรีย์คาร์บอนที่ไม่ละลายน้ำ และถูกกักโดยสารกรองที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูกรอง $0.45 \mu\text{m}$ สารคาร์บอนอินทรีย์ระเหย (Volatile Organic Carbon หรือ VOC) คือ สารอินทรีย์คาร์บอนที่สลายตัวได้และถูกกำจัดออกโดย Gas Stripping ภายใต้สภาวะจำเพาะ และ สารคาร์บอนอินทรีย์คงตัว (Nonpurgeable Organic Carbon หรือ NPOC) คือ ส่วนของ TOC ที่ไม่ถูกกำจัดออกโดยวิธี Gas Stripping

Edzwald และคณะ (1985) พบว่า ค่าUV254 เป็นตัวแทนที่ดีมากในการวัดปริมาณ Nonpurgeable TOC (NPTOC) และสารที่ทำให้เกิดสารไตรฮาโลมีเทน(Trihalomethane Precursors หรือ THMP) โดยอัตราส่วนระหว่างค่า UV254 กับค่า TOC ยังสามารถใช้ในการบอกลักษณะสมบัติของ NOM ในน้ำได้ โดยบอกถึงระดับของความไม่อิ่มตัวของ NOM (Goel และคณะ , 1995)

การวัดค่า UV254 อาศัยหลักการที่ว่า สารอินทรีย์ที่เป็นสารอะโรมาติกหรือเป็นสารที่มีพันธะทางเคมีเป็นพันธะคู่ จะสามารถดูดกลืนแสงในช่วงความยาวคลื่นของรังสีอัลตราไวโอเล็ต โดยเฉพาะที่ความยาวคลื่น 254 nm จึงทำให้การวัดค่าการดูดกลืนรังสีอัลตราไวโอเล็ตเป็นวิธีการที่ดีและเหมาะสมในการวัดปริมาณของ NOM เช่น สารฮิวมิก เพราะมันประกอบไปด้วยสารอะโรมาติก และมีปริมาณมากในน้ำธรรมชาติ

Eaton (1995) ได้สรุปผลจากการใช้ค่าการดูดกลืนรังสีอัลตราไวโอเล็ตของสารอินทรีย์ในน้ำ เพื่อใช้เป็นวิธีมาตรฐาน ซึ่งแสดงให้เห็นว่า มีความสัมพันธ์อย่างมากกับปริมาณสารอินทรีย์คาร์บอน สี THMP และสารที่ทำให้เกิดสาร DBPs ชนิดอื่น ๆ นอกจากนี้ยังใช้ค่าการดูดกลืนรังสีอัลตราไวโอเล็ตในการตรวจสอบน้ำเสียที่ปล่อยออกมาจากโรงงานอุตสาหกรรม และประเมินประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์โดยกระบวนการโคแอกกูเลชัน การดูดซับโดยคาร์บอนแบบเกร็ด และกระบวนการบำบัดน้ำแบบอื่น ๆ

2.1.4 กระบวนการที่ใช้ในการกำจัด NOM

2.1.4.1 การกำจัด NOM โดยใช้การเพิ่มประสิทธิภาพกระบวนการโคแอกกูเลชัน

มีนักวิจัยหลายท่านได้ศึกษาถึงการกำจัด NOM โดยใช้การเพิ่มประสิทธิภาพกระบวนการโคแอกกูเลชัน การสำรวจโดยหน่วยงานของประเทศสหรัฐอเมริกา ภายใต้ชื่อ The National Organic Reconnaissance Survey (NORS) ระบุว่า การกำจัดสาร NPTOC โดยใช้กระบวนการ Conventional Treatment สามารถทำได้ 30% โดยการใช้สารส้มตามด้วยการกรองด้วยทราย สามารถกำจัดสาร THMP ได้ประมาณ 2 ใน 3 (Symons และคณะ, 1975 ; Oliver และ Lawrence, 1979)

Kavanaugh (1978) ได้ทำการศึกษาถึงการเพิ่มประสิทธิภาพกระบวนการโคแอกกูเลชันในการกำจัด สาร THMP และสรุปว่าปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสาร THMP มีดังนี้ คือ

- ปัจจัยทางกายภาพ : ประกอบด้วย การผสมขั้นแรกของสารโคแอกกูแลนต์ สภาพในการกวนในถังกวนช้า และ กระบวนการแยกระหว่างของแข็งกับของเหลว
- ผลของปัจจัยทางเคมี : ค่าพีเอชที่เหมาะสม อยู่ในช่วง 5-6 สำหรับกระบวนการโคแอกกูเลชัน โดยใช้สารส้ม ในขณะที่พีเอชที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการโคแอกกูเลชันโดย Fe^{+3} มีค่าในช่วง 3-5 และพบว่า 15% ของกรดฮิวมิก ไม่ถูกกำจัดโดยการใช้สารส้ม
- ผลของประเภทของสารฮิวมิก : กรดฟัลวิกต้องการปริมาณสารส้มสูงกว่ากรดฮิวมิกเพื่อให้ได้เปอร์เซ็นต์การกำจัด 80% เท่ากัน
- ความต้องการโพลีเมอร์ : การเกิดขึ้นของฟล็อก ในสถานะที่ไม่มีความชุ่มทำให้คุณสมบัติในการตกตะกอนไม่ดี

Crozes และคณะ (1995) สรุปผลของการวิจัยเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการโคแอกกูเลชันในการกำจัด NOM ว่า สารโคแอกกูแลนต์ที่เป็นธาตุเหล็ก เช่น $FeCl_3$ มีประสิทธิภาพดีกว่าสารส้ม โดยค่าพีเอชในกระบวนการโคแอกกูเลชันเป็นปัจจัยสำคัญในการกำจัด NOM เมื่อใช้ $FeCl_3$ เป็นสารโคแอกกูแลนต์เบื้องต้น โดยการปรับค่าพีเอชให้อยู่ในช่วง 6.0 ± 0.2 จะสามารถกำจัด NOM ได้ถึง 65% และลดปริมาณโคแอกกูแลนต์ลงถึง 60% แต่อย่างไรก็ตามการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการโคแอกกูแลนต์อาจจะไม่พอเพียงในการกำจัด NOM เพื่อควบคุมปริมาณสาร DBPs (Jacangelo และคณะ , 1995)

2.1.4.2 การกำจัด NOM โดยกระบวนการดูดซับคาร์บอนแบบแกรนด์

Mc Creary และ Snoeyink (1979) ศึกษาผลของเกลืออนินทรีย์ และพีเอชต่อการดูดซับของ NOM โดยพบว่า การเพิ่มการดูดซับของกรดฟัลวิกที่พีเอชต่ำเป็นผลมาจากคุณสมบัติที่ NOM มีความเป็นกรดอ่อน ๆ โดยการลดลงของพีเอชทำให้ความสามารถในการละลายได้ลดลง และถูกดูดซับคาร์บอนแบบแกรนด์ ได้ดีขึ้น แหล่งที่มาของ NOM ก็เป็นปัจจัยสำคัญ ดังจะเห็นได้ว่า กรดฟัลวิกที่เกิดจากการสลายตัวของพืชดูดซับคาร์บอนแบบแกรนด์ ได้ดีกว่ากรดฮิวมิกที่มีขายในท้องตลาด และกรดฮิวมิกที่มาจากดิน การใช้กระบวนการดูดซับคาร์บอนแบบแกรนด์ในการกำจัด NOM อย่างมีประสิทธิภาพต้องทำการศึกษาในสภาวะเฉพาะของ NOM และคาร์บอนแบบแกรนด์ในแต่ละแห่ง โดยการบำบัดเบื้องต้น หรือการปรับปรุงคุณสมบัติของ NOM จะสามารถลดค่าใช้จ่ายในการใช้กระบวนการดูดซับคาร์บอนแบบแกรนด์ในการกำจัด NOM ได้ (Jacangelo และคณะ , 1995)

2.1.4.3 การกำจัด NOM โดยใช้กระบวนการเติมโอโซน

ได้มีการทดลองใช้กระบวนการเติมโอโซนเพื่อลด NOM สำหรับโรงผลิตน้ำประปา บางแห่งในระดับ Pilot-scale ตารางที่ 2.2 สรุปผลจากการทดลองดังกล่าว โดยพิจารณาถึงการลดสาร THMs ทั้งหมดเมื่อใช้เวลาสัมผัสของคลอรีนประมาณ 24 ชม.

ตารางที่ 2.2 สรุปผลการกำจัดสารที่ทำให้เกิด THMs โดยใช้โอโซน (Trussell และ Umphres , 1978)

สถานที่	ปริมาณโอโซนที่ใช้, มก./ล.	คุณภาพน้ำ		% การลดปริมาณ THMs ทั้งหมด
		TOC, มก./ล.	พีเอช	
Owens River	1	1.3	8.3	78
Lake Casitas	2	3.5	8.1	6
Columbia River	0.5-4.0	2.4	8.0	16
Ohio River	1.0-8.0	3.0	7.1	46
Bay Bull's Big Pond	1.0-3.0	-	5.7	27
Mokelumne	2.0-6.0	2.4	9.2	62
Middle River	2.6-11.0	3.5	7.3	32

มีปัจจัย 5 ปัจจัยที่อาจมีผลต่อความไม่แน่นอนในการกำจัดสารที่ทำให้เกิด THMs สำหรับการทดลองที่แตกต่างกัน คือ (1) ความเข้มข้นและคุณสมบัติจำเพาะของสารอินทรีย์ (2) คุณสมบัติทางเคมีของสารอินทรีย์ในน้ำ (3) ประสิทธิภาพในการถ่ายเทโอโซน (4) ความแตกต่างของเวลาสัมผัสหลังจากการเติมคลอรีน และ (5) ความล่าช้าระหว่างเวลาในการเติมโอโซนกับเวลาในการเติมคลอรีน (Trussell และ Umphres , 1978)

อย่างไรก็ตามการเติมโอโซนก็สามารถเกิด DBPs ได้เช่นกัน โดย Najm และ Krasner (1995) ทำการศึกษาผลของ Br^- และ NOM ต่อการเกิดของ Ozonation By-products พบว่าในแหล่งน้ำที่มี Br^- ในปริมาณสูงจะทำให้เกิดโบรมาท (Bromate) ซึ่งเป็นสารก่อมะเร็งในปริมาณสูงด้วยภายหลังการเติมโอโซน และถ้ามีค่า TOC สูงก็จะเพิ่มปริมาณความต้องการโอโซน ซึ่งจะทำให้เพิ่มปริมาณการผลิตโบรมาทด้วยเช่นกัน

ตารางที่ 2.3 สรุปข้อดีและข้อเสียของการกำจัด NOM โดยกระบวนการต่าง ๆ (Marsono , 1996)

กระบวนการที่ใช้	ข้อดี	ข้อเสีย
โคแอกกูเลชัน	<ul style="list-style-type: none"> - เป็นทางเลือกที่ประหยัดที่สุด - สามารถทำได้โดยปรับปรุงกระบวนการโคแอกกูเลชันที่มีอยู่แล้ว - มีข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการนี้มาก - หลังจากกระบวนการโคแอกกูเลชันอนุภาคจะมีขนาดใหญ่ขึ้นซึ่งเป็นผลดีต่อการใช้ GAC ในขั้นตอนต่อมา 	<ul style="list-style-type: none"> - ใช้สารส้มในปริมาณสูง ถ้า น้ำมีความขุ่นต่ำและมีค่าของสีสูง - ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส โดยกำจัด THMP ได้ <60% และ DOC < 50%
การดูดซับด้วยคาร์บอนแบบเกร็ด	<ul style="list-style-type: none"> - สามารถกำจัดสี, กลิ่น และรสออกจากน้ำ - ต้องการเวลาสัมผัสน้อย (10-15 นาที) 	<ul style="list-style-type: none"> - ประสิทธิภาพในการกำจัด DOC < 50%, THMP 29-56% - ข้อมูลในการใช้ต้องศึกษาเฉพาะแต่ละแห่ง

ตารางที่ 2.3 สรุปข้อดีและข้อเสียของการกำจัด NOM โดยกระบวนการต่าง ๆ (ต่อ)

กระบวนการที่ใช้	ข้อดี	ข้อเสีย
การดูดซับคาร์บอนแบบ เกร็ด	- สามารถกำจัดสารปนเปื้อน อื่นด้วย (เช่น ฮาโมแมลง)	- กำจัด Br ⁻ ได้น้อย
โอโซน	- สามารถกำจัดสี, กลิ่น และรส ออกจากน้ำ - สามารถใช้เป็นสารฆ่าเชื้อ โรคได้ด้วย - สามารถทำลายสารประกอบ อินทรีย์ (เช่น ฟีนอล) - ไม่ทำให้เกิดของแข็งละลาย และฟิเอซของน้ำไม่มีผลต่อ ระบบ	- สามารถทำปฏิกิริยากับ NOM เกิดเป็นสาร Ozonation By-products. - ทำปฏิกิริยากับ NOM และ Br ⁻ เกิดเป็นสาร Brominated By- products.

Jacangelo (1995) ได้ทำการสรุปผลจากการทดลองโดยใช้กระบวนการในการกำจัด NOM ออกจากน้ำ 3 กระบวนการ คือ กระบวนการ โคแอกกูเลชัน , การดูดซับคาร์บอนแบบเกร็ด และ กระบวนการ NF ดังแสดงในตารางที่ 2.4 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพที่ต่ำกว่าของ กระบวนการ NF

ตารางที่ 2.4 สรุปผลจากงานวิจัยโดยใช้กระบวนการ 3 ชนิดในการกำจัด NOM (Jacangelo , 1995)

กระบวนการที่ใช้	ประสิทธิภาพในการ กำจัด NOM	ความซับซ้อน ของกระบวนการ	ค่าใช้จ่าย ของกระบวนการ
โคแอกกูเลชัน	พอใช้-ดี	ต่ำ-ปานกลาง	ต่ำ-ปานกลาง
การดูดซับคาร์บอน แบบเกร็ด (มีการ Regeneration)	ดีมาก	ปานกลาง-สูง	ปานกลาง
NF	ชดเชียม	ปานกลาง	ปานกลาง-สูง

2.2 กระบวนการเมมเบรน

กระบวนการเมมเบรน หมายถึงกระบวนการต่าง ๆ ที่อาศัยเยื่อเมมเบรน (Semi-Permeable Membrane) ในการแยกสารละลายออกจากน้ำหรือของเหลว (มันดิน ตัณจุลเวศม์ , 2539) และสืบเนื่องมาจากระดับความเข้มข้นของกฎหมายซึ่งเปลี่ยนแปลงจากการบำบัดที่ปลายท่อ (End-of-pipe Treatment) ซึ่งเป็นวิธีบำบัดของเสียที่มีค่าใช้จ่ายสูง มาเป็นการไม่ปล่อยของเสียออกสู่ธรรมชาติ (Zero Discharge) ซึ่งเป็นวิธีที่นอกจากจะเป็นผลดีต่อสิ่งแวดล้อมแล้วยังเป็นวิธีที่สามารถนำสารมีค่าที่อยู่ในน้ำเสีย และน้ำกลับมาใช้ใหม่ได้ ดังนั้นวิธีบำบัดโดยไม่ปล่อยของเสียออกสู่ธรรมชาติจึงเป็นวิถีทางใหม่สำหรับกระบวนการผลิตในโรงงานอุตสาหกรรมทุกชนิด รวมถึงในกระบวนการผลิตน้ำประปา เพื่อประโยชน์ในทางเศรษฐศาสตร์ และทางสิ่งแวดล้อม

การเกิดขึ้นของกระบวนการเมมเบรนสร้างมิติใหม่ในการแยกและการทำให้บริสุทธิ์ (Purification) สำหรับทั้งระบบ ของแข็ง-ของเหลว และ ก๊าซ-ก๊าซ โดยกระบวนการเมมเบรนมีบทบาทที่สำคัญทั้งในการบำบัดน้ำและน้ำเสีย ความแตกต่างที่สำคัญระหว่างกระบวนการ Conventional Processes ซึ่งก็คือ การตกตะกอนด้วยสารเคมี และ วิธีย่อยสลายทางชีวภาพ (Biological Oxidation) กับกระบวนการแยกด้วยเมมเบรน คือกระบวนการเมมเบรนจะแยกสิ่งเจือปนออกจากน้ำโดยไม่มีการทำลายโครงสร้างของสิ่งเจือปนเหล่านั้น นอกจากนี้กระบวนการเมมเบรนยังมีข้อได้เปรียบที่สำคัญอื่น ๆ อีก คือ ใช้พลังงานต่ำ ต้องการพื้นที่น้อย สามารถใช้ได้ง่ายในการปรับปรุงให้ระบบที่มีอยู่แล้วมีประสิทธิภาพมากขึ้น การแยกเป็นไปอย่างต่อเนื่อง ให้คุณภาพของน้ำที่ออกจากระบบที่ดีกว่า และหลีกเลี่ยงการใช้สารเคมีต่าง ๆ จึงไม่มีปัญหาเรื่องตะกอนเคมีที่เกิดขึ้น ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการใช้กระบวนการเมมเบรนเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ

เนื่องจากความต้องการที่เพิ่มขึ้นในการลดปริมาณของเสีย (Waste Minimization) ตลอดจนการนำกลับมาใช้ใหม่ ประกอบกับความต้องการน้ำที่ออกจากระบบที่มีคุณภาพดีตามมาตรฐาน จึงทำให้มีการพัฒนากระบวนการเมมเบรนและเพิ่มจำนวนการใช้กระบวนการนี้ โดยการแยกและการทำให้บริสุทธิ์ สามารถทำได้โดยใช้แรงขับ (Driving Forces) ที่แตกต่างกัน นั่นก็คือ แรงดัน ความเข้มข้น ศักย์ไฟฟ้า อุณหภูมิ และความดันย่อย

ตารางที่ 2.5 ข้อมูลทั่วไปของกระบวนการเมมเบรนแบบต่าง ๆ (Rautenbach และ Albrecht ,1989)

Membrane Process	Separation potential for	Driving Force	Permeating component
Microfiltration	Suspensions, emulsions	Pressure (0.1-500 kPa)	Solvent
Ultrafiltration	Macromolecular solutions, emulsions	Pressure (100-1000 kPa)	Solvent
Nanofiltration	Di and multivalent ions, macromolecules, organics	Pressure (300-1400 kPa)	Solvent
Reverse Osmosis	Aqueous low molecular mass solution, organic solutions	Pressure (1000-10000 kPa)	Solvent
Osmosis	Aqueous solutions	Concentration	Solvent
Dialysis	Aqueous solutions	Concentration	Solute (ions)
Electrodialysis	Aqueous solutions	Electric potential	Solute (ions)
Gas separation	Gas mixtures, water vapour-gas mixture	Pressure (100-10000 kPa)	Preferably permeating component
Pervaporation	Organic mixtures, aqueous-organic mixture	Activity	Preferably permeating component
Membrane distillation	ions	Temperature	Solute (ions)
Pertraction	Metal from water	Concentration	Solute (metals)
Liquid membranes	Aqueous low molecular mass solution	Concentration	Solute (ions)

ตารางที่ 2.6 คุณสมบัติของกระบวนการเมมเบรนแบบต่าง ๆ สำหรับการบำบัดน้ำเสีย (Cartwright , 1994)

Feature	MF	UF	NF	RO	ELECTRO-DIALYSIS	PERVAPO-RATION	MEMBRANE* CONTACTOR CONTACTOR
Suspended solids removal	Excellent	Impractical	Impractical	Impractical	N/A	N/A	N/A
Dissolved organic removal	N/A	Excellent ¹	Excellent ¹	Excellent ¹	N/A	Good ³	Good ⁴
VOC removal	N/A	Poor	Fair ¹	Fair-good ¹	N/A	Excellent	Good
Dissolved inorganic removal	N/A	N/A	Good (function of salt species)	Very good (90-99% removal)		N/A	Good (liquid-liquid extraction)
Osmotic pressure effects	None	Minor	Significant	High	None	None	None
Concentration capabilities	Up to 5% total solids	Up to 50% organics	Up to 15% ²	Up to 15% ²	Up to 20% (ionic conc.)	N/A	Up to 80% (organics)
Permeate quality	Excellent	Excellent	Good	Excellent	Good	Excellent	Excellent
Energy requirements	20-40 psi	50-100 psi	70-150 psi	225-1000 psi	Function of ionic conc.	less than 25% of distillation	less than 60 psi
Capital costs (\$/GPD)	0.50-5	0.50-7	0.50-5	0.50-5	0.50-4	7-15	0.50-4
Operating cost (\$/1000 gal feed rate)	0.50-4	0.50-3	0.75-3	1-3	0.50-1	3-5	0.40-4
1. Function of molecular weight	3. Function of vapor pressure		N/A - not applicable				
2. Function of osmotic pressure	4. Function of vapor pressure and concentration		GPD- gallons per day				

2.3 กระบวนการ NF

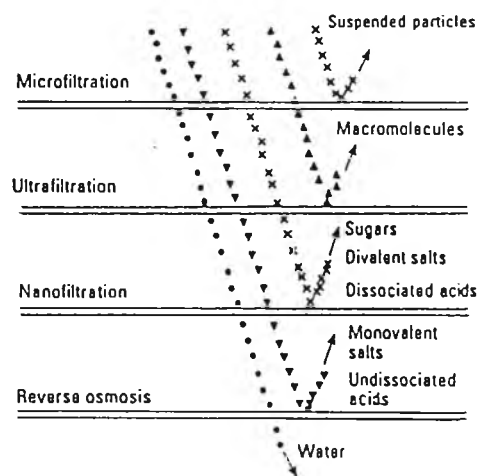
กระบวนการ NF เป็นกระบวนการเมมเบรนแบบใหม่ที่ได้พัฒนาขึ้นโดยใช้แรงขับ คือ แรงดันที่มีค่าอยู่ระหว่างช่วงค่าที่ใช้ในกระบวนการ Reverse Osmosis (RO) และ Ultrafiltration (UF) (Eriksson, 1998) โดยกระบวนการ RO จะให้ค่าฟลักซ์ที่ต่ำกว่า ในขณะที่ใช้แรงดัน (Operating Pressure) สูงกว่า และจะใช้ในกระบวนการทำให้ปราศจากแร่ธาตุ (Demineralization) หรือการกำจัดของแข็งละลายทั้งหมดออกจากน้ำ ในขณะที่กระบวนการ UF จะให้ค่าฟลักซ์ที่สูงกว่า โดยใช้แรงดันที่ต่ำกว่า และสามารถกำจัดสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ ๆ เช่น กรดฮิวมิก กรดฟัลวิก เป็นต้น อย่างไรก็ตามกระบวนการ UF ไม่สามารถกำจัดเกลือ กรด น้ำตาล ฯลฯ ในขณะที่กระบวนการ NF รวมความสามารถของกระบวนการ RO และ UF โดยสามารถกำจัดสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ และไอออนที่มีหลายวาเลนซ์ (Multivalent Ions) ได้อย่างมีประสิทธิภาพที่แรงดันขนาดปานกลาง (138-827 kPa) (Amy และคณะ, 1990) และสามารถกำจัดเกลือ Trihalomethane Formation Potential (THMFP) โทหะหนัก สี ไวรัสทุกชนิด แบคทีเรีย และพาราสิต จากน้ำและน้ำเสียได้ (Cluff, 1992) ดังนั้นกระบวนการ NF จึงสามารถใช้อย่างได้ผลกับระบบบำบัดน้ำและน้ำเสีย

2.3.1 ประวัติความเป็นมาของกระบวนการ NF

ในปี ค.ศ. 1970 บริษัท Israel Desalination Engineering ได้ใช้คำว่า “Hybrid Filtration” สำหรับกระบวนการซึ่งดำเนินระบบอยู่ระหว่างช่วงความดันที่ใช้กับกระบวนการ RO และ UF กระบวนการนี้สามารถกำจัดโซเดียมคลอไรด์ได้ในช่วง 50-70 % และกำจัดสารอินทรีย์ได้ประมาณ 90% ข้อเสียที่สำคัญของชื่อ Hybrid Filtration คือ มันไม่สามารถอธิบายได้อย่างกระจ่างชัดถึงประเภทของการกรองที่ใช้ ซึ่งอาจจะเป็นอย่างใดอย่างหนึ่งระหว่าง Media Filtration และ Cartridge Filtration

ในช่วงต้นปี 1980บริษัท Film Tech ได้ทำการพัฒนาเมมเบรนประเภทใหม่ขึ้น ซึ่งให้ค่าอัตราการผลิตน้ำสะอาด ประมาณ $34 \text{ L/m}^2\text{-hr}$ โดยเมมเบรนนี้กำจัดสารละลายเข้มข้นของโซเดียมคลอไรด์ได้น้อยประมาณ 10% และกำจัดสารละลายซูโครส ได้ประมาณ 90% ด้วยเหตุที่เมมเบรนนี้กำจัดโซเดียมคลอไรด์ได้น้อยจึงเป็นการไม่ถูกต้องที่จะเรียกว่าเป็น RO เมมเบรน และก็ไม่สามารถเรียกว่าเป็น UF เมมเบรนเนื่องจากมันกำจัดซูโครสได้เกือบหมด

เป็นที่ยอมรับกันอย่างแพร่หลายว่าตัวทำละลาย และตัวถูกละลาย เคลื่อนที่ผ่าน RO เมมเบรนโดยการแพร่ (Diffusion) และเคลื่อนที่ผ่าน UF เมมเบรนโดยการไหลผ่านรูของเมมเบรน ดังนั้นเมมเบรนชนิดใหม่นี้ น่าจะเป็น RO เมมเบรน แต่เพื่อสามารถแยกแยะมันออกจาก RO เมมเบรน ซึ่งสามารถกำจัดโซเดียมคลอไรด์ได้ในปริมาณที่สูง บริษัท Film Tech จึงได้กำหนดชื่อ NF เมมเบรนขึ้น ชื่อ NF กำหนดขึ้นในทำนองเดียวกับ Microfiltration (MF) คือเมื่อสารละลายมากกว่า 95% ที่มีขนาดเล็กที่สุดเท่ากับ $1 \mu m$ สามารถถูกกำจัดโดยเมมเบรนจะเรียกเมมเบรนนั้นว่า MF เมมเบรน ในทำนองเดียวกัน เมื่อสารละลายที่มีขนาดเล็กที่สุดเท่ากับ $1 nm$ สามารถถูกกำจัดโดยเมมเบรน จะเรียกเมมเบรนนั้นว่า NF เมมเบรน (Eriksson, 1988) NF เมมเบรนถูกผลิตเพื่อใช้ทางการค้าตั้งแต่ปี 1986 เป็นต้นมา (Cluff, 1992)



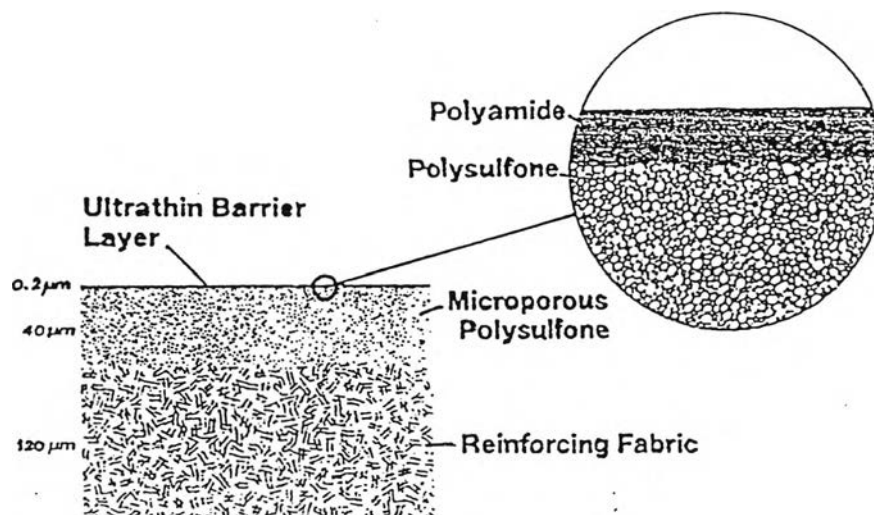
รูปที่ 2.3 ความสามารถในการแยกของ NF เมมเบรน (Raman และคณะ, 1994)

ช่วงความดันที่ใช้สำหรับ NF เมมเบรน คือ 138-827 kPa (Tan และ Amy, 1991) อย่างไรก็ตาม NF เมมเบรนบางชนิดสามารถใช้ความดันได้สูงถึง 4000 kPa และบางชนิดอาจใช้ความดันได้ต่ำถึงประมาณ 30 kPa (Ratanatamskul, 1996) ซึ่งขึ้นกับสารละลายที่เข้าสู่ระบบ และระดับความต้องการในการกำจัดสารละลาย

2.3.2 คุณสมบัติของ NF เมมเบรน

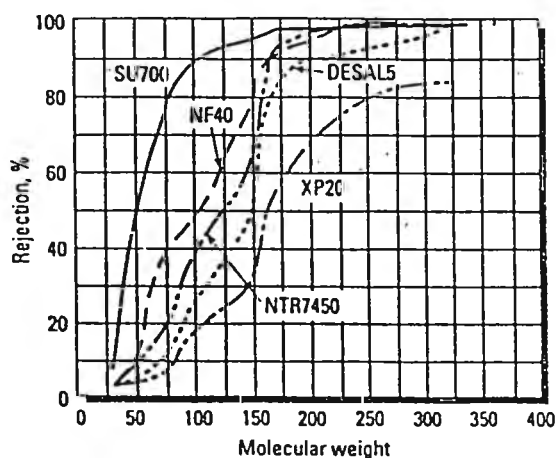
วัสดุที่ใช้ในการทำ NF เมมเบรนจะเป็นสารโพลีเมอร์อินทรีย์ ในอดีต NF เมมเบรนมักทำจากเซลลูโลส และโพลีเอไมด์ โดยจะมีรูปแบบเป็น Asymmetric เมมเบรน ซึ่งเมื่อมีการพัฒนาการผลิตเมมเบรนต่อมาพบว่าเมมเบรนที่มีลักษณะเป็น Multiple Layer Thin Film Composite สามารถให้ค่าฟลักซ์ ปรอร์เซ็นต์การกำจัด ตลอดจนความทนทานต่อแรงอัด และสารเคมีต่าง ๆ ได้ดี

กว่า (Petersen และ Cadotte, 1990) โดยลักษณะของเมมเบรนจะประกอบด้วยชั้นบางๆของเมมเบรน ซึ่งเรียกว่า Active Membrane Layer วางตัวอยู่บนชั้นรองรับที่มีรูพรุนขนาดเล็ก โดยทั่วไป Active Membrane Layer จะประกอบด้วยหมู่สารเคมีที่เป็นประจุลบ และเชื่อว่าเมมเบรนมีรูพรุนซึ่งมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย 2 nm (Raman และคณะ, 1994)



รูปที่ 2.4 รูปแสดงภาคตัดขวางของ Composite NF เมมเบรนชนิดหนึ่ง (Petersen และ Cadotte, 1990)

เนื่องจากขนาดรูพรุนของ NF เมมเบรนมีขนาดเล็กมาก ในลักษณะเดียวกับ RO เมมเบรน ในบางครั้งจึงกำหนดคุณสมบัติของเมมเบรนโดยใช้ค่า Molecular Weight cut-off (MWCO) ซึ่งคือขนาดของโมเลกุลที่เล็กที่สุดที่จะถูกกำจัดโดยเมมเบรน ค่า MWCO สำหรับ NF อยู่ในช่วง 100-200 ดังแสดงในรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 ช่วงค่า MWCO ของ NF เมมเบรนชนิดต่าง ๆ (Raman และคณะ, 1994)

ส่วนค่า MWCO สำหรับ UF มีค่ามากกว่า 1000 และสำหรับ RO มีค่าน้อยกว่า 500 (Eriksson, 1988) แต่ในความเป็นจริงแล้วเมมเบรนไม่มีช่วงค่า MWCO ที่สามารถกำหนดได้แน่นอน ทำให้มีช่วงค่า MWCO ที่คาบเกี่ยวกันระหว่าง RO NF และ UF ช่วงค่า MWCO สำหรับ NF อาจจะใกล้เคียงกับ RO หรือ UF หรืออยู่ระหว่างกระบวนการเมมเบรนทั้งสอง ขึ้นอยู่กับระดับความต้องการในการกำจัดสิ่งเจือปนออกจากน้ำ

2.3.3 ฟลักซ์และการต้านทานต่อการอุดตันของ NF เมมเบรน

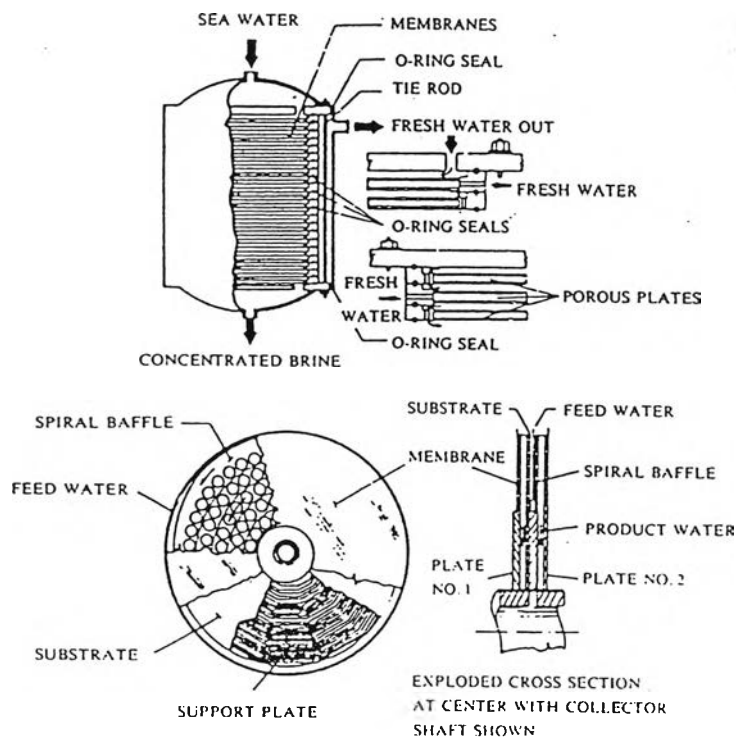
เนื่องจาก NF เมมเบรนส่วนใหญ่จะมี Active Layer เป็น Hydrophilic และมีประจุลบ อยู่บนตัวรองรับที่เป็น Hydrophobic UF เมมเบรน จึงทำให้ NF เมมเบรนให้ค่าฟลักซ์ที่สูง ทั้งนี้เนื่องมาจากความเหมาะสมในการเกิดพันธะไฮโดรเจนกับน้ำของเมมเบรน (Rudie, <http://osmonics.com/products/Page772.htm>) และเนื่องจาก Active Layer ของเมมเบรนจึงทำให้มันมีความต้านทานต่อการอุดตันมากขึ้นต่อ Hydrophobic Colloid น้ำมัน โปรตีน และสารอินทรีย์อื่น ๆ (Raman และคณะ, 1994)

2.3.4 โมดูลชนิดต่าง ๆ ของระบบ NF

โมดูลที่ใช้สำหรับ NF เมมเบรน คือ Flat Sheets (Plate and Frame Type) , Hollow Fibre และ Spiral Wound โดยโมดูลแบบ Hollow Fibre และ Spiral Wound เหมาะสำหรับการทดลองในระดับ Pilot Scale และ Industrial Scale ในขณะที่โมดูลแบบ Flat Sheet ใช้สำหรับการทดลองในห้องปฏิบัติการ ฟลักซ์ที่ได้สำหรับโมดูลแบบ Spiral Wound มีค่ามากกว่าที่ได้จาก Hollow Fibre แต่ข้อได้เปรียบที่สำคัญของโมดูลแบบ Hollow Fibre คือ ประสิทธิภาพในการกำจัดที่สูง ในขณะที่ความต้องการการบำบัดขั้นต้นของน้ำที่เข้าสู่ระบบมีไม่มากนัก (Laine และคณะ, 1987)

2.3.4.1 Plate and Frame Module

เทคนิคนี้เป็นการจัดแผ่นเมมเบรนแบบที่ง่ายที่สุด โมดูลที่ใช้เทคนิคนี้มีลักษณะการทำงานคล้าย Filter Press แผ่นเมมเบรนวางอยู่บนแผ่นรองรับซึ่งมีรูพรุน (Porous Plate) หรือแผ่นรองรับที่มีร่องให้น้ำไหลออกได้ เมมเบรนและแผ่นรองรับจะวางซ้อนและสลับกัน น้ำถูกบังคับให้ซึมผ่านเมมเบรนและแผ่นรองรับและไหลออกจากโมดูล โมดูลแบบนี้ต้องเสียเงินค่าติดตั้ง และดูแลรักษาแพงมาก



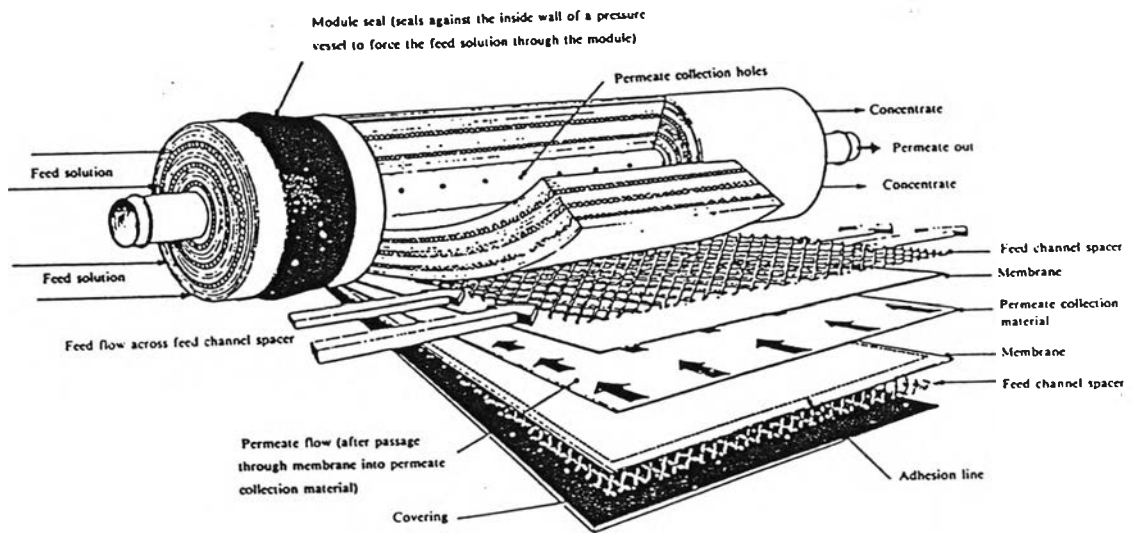
รูปที่ 2.6 Plate and Frame Module (มันสิน ตันจุลเวศม์, 2539)

2.3.4.2 Spiral Wound Module

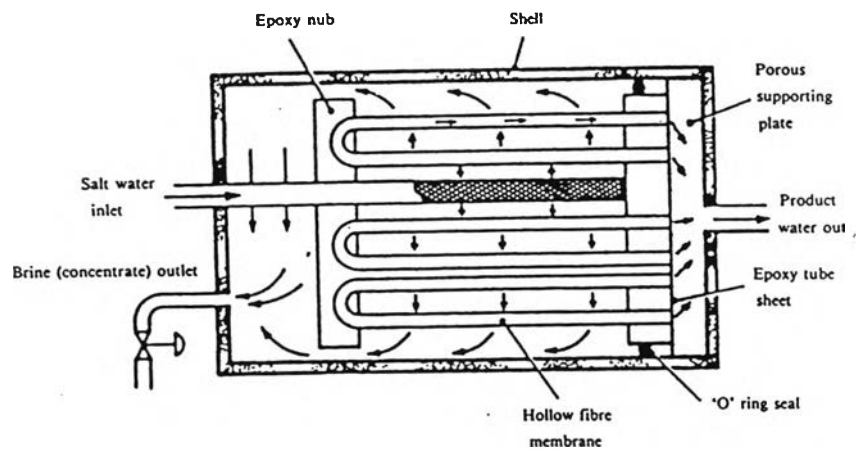
โมดูลแบบนี้ประกอบด้วยเมมเบรน 2 แผ่นประกบกัน โดยมีแผ่นวัสดุเนื้อพรุนสอดอยู่ระหว่างเมมเบรนทั้งคู่ จากนั้นม้วนแผ่นแบนทั้งสามรอบท่อเจาะรู โดยมีแผ่นตะแกรงทำด้วย Polypropylene คลุมปิดอยู่ด้านนอก ขอบของแผ่นเมมเบรนทั้งสามด้านถูกยึดไว้ด้วยกาวพิเศษ ของที่เหลื่อปล่อยให้เปิดตามปกติและยึดติดกับท่อเจาะรู ลักษณะเช่นนี้ทำให้น้ำถูกบังคับให้ไหลไปยังท่อเจาะรูเสมอ การม้วนเมมเบรน แผ่นรองรับ และตะแกรงพลาสติก ทำให้ได้โมดูลรูปทรงกระบอกที่สามารถบรรจุไว้ในท่อโลหะธรรมดาได้ โมดูลแบบนี้อาจมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 5 10 20 หรือ 30 cm. และมีความยาวต่าง ๆ กันแต่ไม่เกิน 1 m. น้ำดิบถูกบังคับให้ไหล (ในแนวแกนของโมดูล) เข้าไปตามแผ่นตะแกรง จากนั้นแรงอัดทำให้น้ำซึมทะลุผ่านเมมเบรน (ตามแนวรัศมีของโมดูล) ลงไปถึงแผ่นรองรับซึ่งทำหน้าที่ส่งน้ำบริสุทธิ์ไปยังท่อเจาะรูเพื่อนำน้ำออกจากโมดูล

2.3.4.3 Hollow Fiber Module

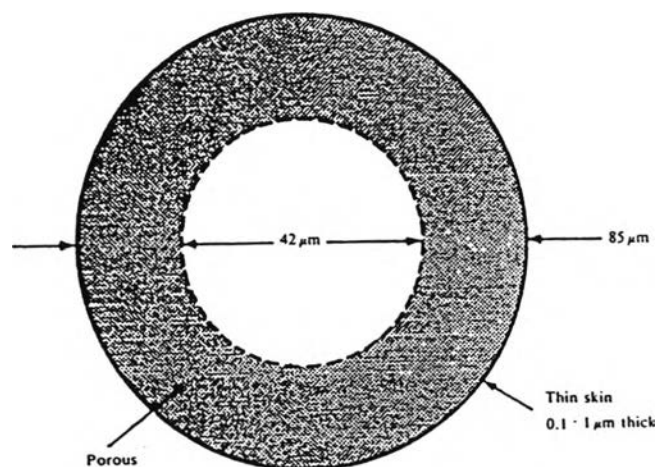
Hollow Fiber Module ทำโดยนำเมมเบรนแบบเส้นใยกลวงมามีรวมกันเป็นมัด ๆ และงอพับเป็นรูปเกือกม้าหรือตัวยู ปลายทั้งสองข้างของเส้นใยทั้งมัดถูกตรึงติดอยู่กับทางน้ำออก เส้นใยเมมเบรนทั้งหมดวางอยู่ในถังรูปทรงกระบอก น้ำดิบเข้ามาทางท่อเจาะรูซึ่งวางอยู่ตรงกลางของถังทรงกระบอก และกระจายน้ำไปยังส่วนต่าง ๆ แรงดันทำให้น้ำซึมเข้าเส้นใยเมมเบรนและทะลุถึงภายใน น้ำบริสุทธิ์จะซึมไปตามรูกลวงของเส้นใยและไปรวมกันที่ทางออก



รูปที่ 2.7 Spiral Wound Module (มันติน คัจจุทเวศม์, 2539)



ก. ส่วนประกอบต่าง ๆ ของโมดูลแบบเส้นใยกลวง



1 μm = micrometre = 0.000 04 in = 4/100 000 in

42 μm = 0.001 6 in 85 μm = 0.003 3 in

ข. ขนาดของเส้นใยกลวง

รูปที่ 2.8 Hollow Fiber Module (มันติน คัจจุทเวศม์, 2539)

2.3.5 กลไกในการทำงานของกระบวนการ NF

กลไกในการทำงานของกระบวนการ NF เหมือนกับ RO ต่างกันเพียงแต่แรงขับที่ใช้ คือ NF จะใช้แรงดันที่ต่ำกว่ากระบวนการ RO ทำให้ความสามารถในการกำจัดสารละลายแตกต่างกัน ซึ่งการทำงานของเมมเบรนทั้งสองชนิดนี้เกี่ยวข้องโดยตรงกับกระบวนการออสโมซิส (Osmosis)

ออสโมซิส หมายถึง การเคลื่อนที่ซึ่งเกิดขึ้นเองตามธรรมชาติของน้ำผ่านเยื่อเมมเบรนบาง ๆ (Semi Permeable Membrane) จากสารละลายเจือจางไปยังสารละลายเข้มข้น (รูปที่ 2.9) เยื่อเมมเบรนในอุดมคติยอมให้น้ำไหลผ่านได้เท่านั้น แต่ในทางปฏิบัติโมเลกุลหรือไอออนบางชนิดอาจไหลผ่านได้เช่นกัน ถ้าจัดระบบออสโมซิสให้มีการไหลเป็นแบบที่แสดงในรูปที่ 2.9 เมื่อปล่อยให้มีการไหลของน้ำผ่านเมมเบรนจนกระทั่งถึงจุดสมดุล (ไม่มีการไหลอีก) ระดับน้ำในด้านซ้าย ซึ่งเป็นสารละลายเข้มข้นจะสูงกว่าระดับน้ำในด้านขวามือ ซึ่งเป็นน้ำจืด ผลต่างของระดับน้ำนี้เรียกว่า แรงดันออสโมซิส (Osmotic Pressure) นักวิทยาศาสตร์ได้อธิบายถึงปรากฏการณ์ออสโมซิสว่า อาจเกิดขึ้นเนื่องจากสารละลายเข้มข้นมี Vapor Pressure ต่ำกว่าสารละลายเจือจาง ระดับน้ำในทั้งสองด้านของเมมเบรนจึงมีการปรับตัว จนกระทั่งแรงดันบนผิวน้ำทั้งสองด้านมีค่าเท่ากัน ถ้ามีแรงดันที่มีค่าสูงกว่าแรงดันออสโมซิสมากกระทำต่อด้านที่มีสารละลายเข้มข้น น้ำจะไหลย้อนกลับ (รูปที่ 2.9 ข.) ซึ่งเป็นการต้านการไหลตามธรรมชาติ ซึ่งวิธีการดังกล่าวนี้เองที่เป็นกลไกการแยกน้ำออกจากสารละลายเข้มข้นต่าง ๆ และเรียกว่า Reverse Osmosis (RO) หรือ ออสโมซิสย้อนกลับ ดังนั้นกระบวนการ RO และ NF จึงอาศัยปัจจัยสำคัญ 2 อย่าง คือ แรงดัน และ เมมเบรน

แรงดันออสโมซิส (π) เป็นคุณสมบัติของสารละลายที่ขึ้นอยู่กับความเข้มข้น ดังอาจแสดงได้ด้วยสมการดังนี้

$$\pi = nCRT \quad (2.1)$$

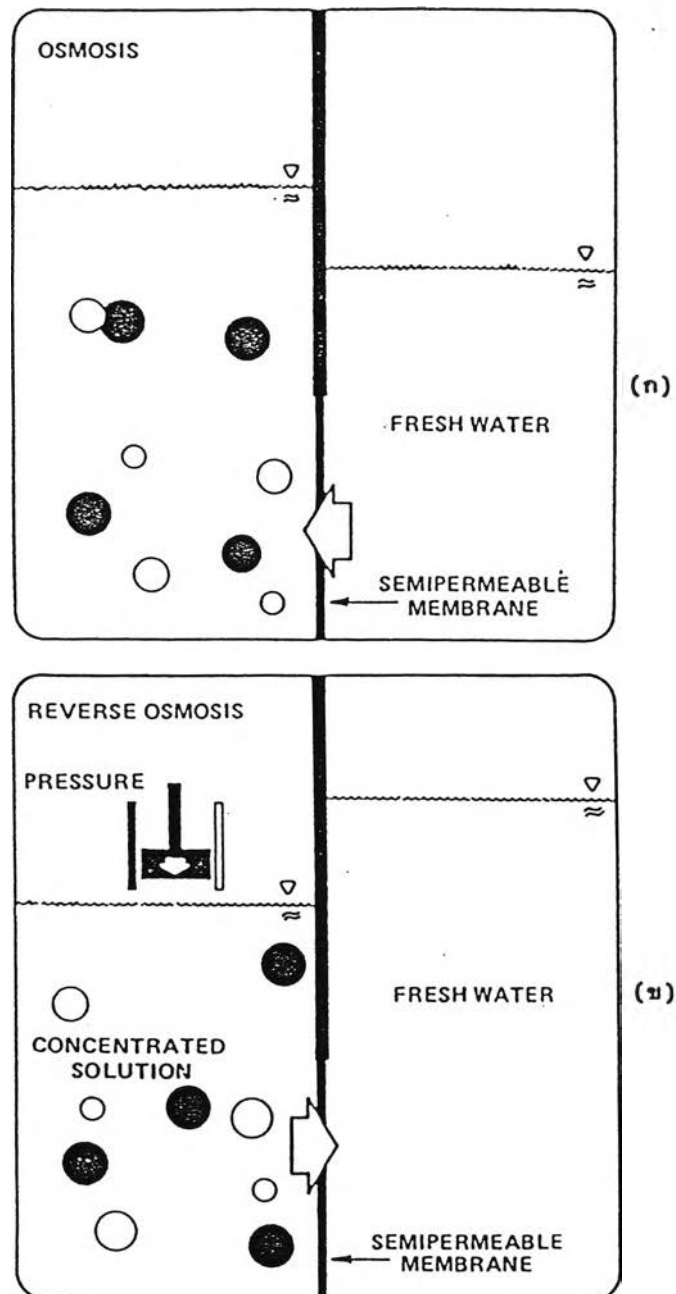
โดยที่ π = แรงดันออสโมซิส (atm.)

n = จำนวนไอออนในสารประกอบ เช่น NaCl มี $n = 2$, Na_2SO_4 มี $n = 3$ เป็นต้น

C = ความเข้มข้นของสารละลาย (mole/L)

R = ค่าคงที่ของก๊าซ = $0.082 \text{ atm}\cdot\text{L}/\text{mole}\cdot^\circ\text{K}$

T = อุณหภูมิสัมบูรณ์ ($^\circ\text{K}$) = $273 + ^\circ\text{C}$



รูปที่ 2.9 ออสมอซิส (ก) และ ออสมอซิสย้อนกลับ (ข) (มันติน คัดจุลเวศม์, 2539)

NF เมมเบรนกำจัดเกลือและสารอินทรีย์ต่าง ๆ ได้ด้วยกลไกที่แตกต่างจากกลไกของการแลกเปลี่ยนไอออน (Ion Exchange) หรือการดูดซับ (Adsorption) นักวิจัยเชื่อว่ากระบวนการ NF มี 2 กลไกในการกำจัดสิ่งเจือปนในน้ำ คือ

1. กลไกทางกายภาพ : เนื่องจาก NF เมมเบรนมีขนาดรูพรุนที่เล็กมาก (ประมาณ 2 mm.) สารอินทรีย์ต่าง ๆ ที่มีน้ำหนักโมเลกุลมากกว่า 200 จะถูกกำจัดโดยวิธีการกรองค้ำ (Sieve)
2. กลไกเนื่องจากแรงปฏิกิริยาทางไฟฟ้าสถิต (Electrostatic Interaction) : เนื่องจากโดยทั่วไป NF เมมเบรนจะมีประจุลบ กลไกการกำจัดเกลือจึงเกิดขึ้นโดยแรงผลักทางไฟฟ้าของประจุลบ อีออนลบยังมีประจุไฟฟ้ามาก ก็จะยิ่งถูกกำจัดได้มาก

2.3.6 โมเดลสำหรับการเคลื่อนที่ของน้ำและสารละลายผ่าน NF เมมเบรน

2.3.6.1 Pore model

โมเดลนี้สามารถใช้ได้ทั้งกับ UF และ NF ซึ่งเป็นเมมเบรนที่มีรูพรุนมากกว่าที่จะใช้กับ RO เนื่องจากผลของความสามารถในการซึมผ่านได้ที่สูงของเมมเบรน สมมุติฐานที่ว่าไม่มีการไหลแบบ Coupling จึงไม่สามารถนำมาใช้ได้ การไหลแบบ Coupling เป็นลักษณะของการไหลแบบหนืด (Viscous Flow) สมมุติให้รูของเมมเบรนเป็นรูปทรงกระบอกกลมที่มีรัศมีคงที่ตลอดเมมเบรน และโมเลกุลของตัวถูกละลายถูกแยกออกจากรูน้ำเนื่องจากมันมีขนาดใหญ่กว่ารูของเมมเบรน หรือ เนื่องจากแรงเสียดทานภายในรูของเมมเบรน (Kooattap, 1979)

ค่าฟลักซ์ (Volumetric Water Flux) สำหรับ Pore Model สามารถอธิบายโดย Poiseuille's Law โดยสมมุติให้อยู่ในรูปของวงจักรของพาราโบลีกรอบเส้นศูนย์กลาง ค่าความเร็วเฉลี่ยสามารถแสดงได้โดย

$$u = \frac{r^2}{8\nu} \frac{dP}{dx} \quad (2.2)$$

โดยที่ u = ความเร็วเฉลี่ยของของเหลวในรูเมมเบรน

r = ค่ารัศมีเทียบเท่าของรูของเมมเบรน (Equivalent Cylindrical Pore Radius)

ν = ค่า Kinematic Viscosity ของของเหลว

$\frac{dP}{dx}$ = ค่า Gradient ของความดัน

ดังนั้น ค่าฟลักซ์สามารถแสดงได้ดังนี้

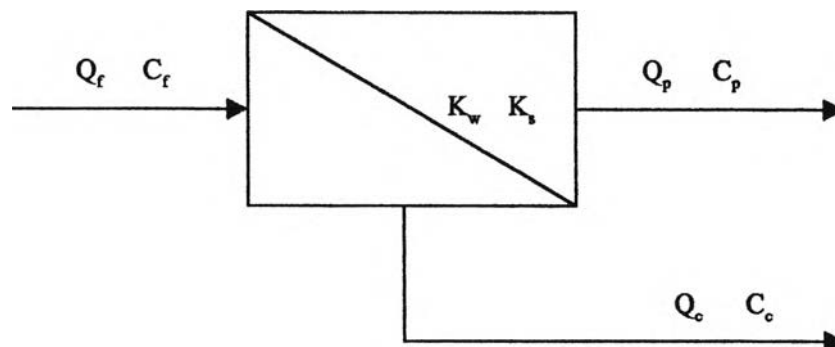
$$F_w = eu = \frac{er^2}{8\nu} \frac{dP}{dx} \quad (2.3)$$

โดยที่ F_w = ค่า Volumetric Water Flux
 e = สัดส่วนของพื้นที่เปิดของเมมเบรน (ความพรุน)

2.3.6.2 Solution-Diffusion Model

Solution-Diffusion Model ใช้อธิบายเมมเบรนที่มีการแพร่ (Diffusion) เกิดขึ้นเป็นตัวควบคุมการทำงานของเมมเบรน สมการที่ 2.4-2.9 แสดงการทำสมดุลมวลของน้ำ สารละลายต่าง ๆ Recovery ฟลักซ์ของน้ำ และฟลักซ์ของสารละลายต่าง ๆ ตามลำดับ สมการที่ 2.10-2.12 แสดงวิธีการคำนวณหาค่า Mass Transfer Coefficient (MTCs) และ Concentration Gradients ซึ่งสามารถนำมาใช้ในการหาค่า C_p ตามสมการที่ 2.13 โมเดลนี้ไม่พิจารณาถึงผลของ Concentration Polarization และการไหลแบบ Coupling ผ่านเมมเบรน ถึงแม้ว่าปรากฏการณ์นี้เป็นที่รู้กันว่าจะเกิดขึ้นระหว่างการเคลื่อนที่ของมวลในกระบวนการเมมเบรน โมเดลที่พิจารณาทั้ง Concentration Polarization หรือ Ion Coupling และ System Recovery ยังไม่มีการทำวิจัยในขณะนี้

อย่างไรก็ตามโมเดลนี้จะพิจารณาผลของความดัน %Recovery ความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ และ ค่า MTCs ของทั้งตัวทำละลาย และตัวถูกละลายเพื่อทำนายความเข้มข้นของน้ำ Permeate วิธีนี้มีข้อดีมากกว่าการใช้ %การกำจัดในการทำนายความเข้มข้นของน้ำ Permeate และใช้กันอย่างแพร่หลายในกระบวนการผลิตน้ำที่ใช้เมมเบรน (Blau และคณะ, 1992)



$$Q_f = Q_p + Q_c \quad (2.4)$$

โดยที่ Q_f = อัตราการไหลของน้ำ Influent
 Q_p = อัตราการไหลของน้ำ Permeate
 Q_c = อัตราการไหลของ Concentrate

$$Q_f C_f = Q_p C_p + Q_c C_c \quad (2.5)$$

โดยที่ C_f = ความเข้มข้นของน้ำ Influent
 C_p = ความเข้มข้นของน้ำ Permeate
 C_c = ความเข้มข้นของ Concentrate

$$R = \frac{Q_p}{Q_f} \quad (2.6)$$

โดยที่ R = Recovery

$$F_w = K_w [\Delta P - \Delta \pi] = \frac{Q_p}{A} \quad (2.7)$$

โดยที่ F_w = ค่าฟลักซ์ของน้ำ Permeate
 K_w = สัมประสิทธิ์การซึมผ่านของน้ำ
 ΔP = ความแตกต่างระหว่างแรงดันของน้ำที่อยู่คนละด้านของเมมเบรน
 $\Delta \pi$ = ความแตกต่างระหว่างแรงดันออสโมซิสของน้ำที่อยู่คนละด้านของเมมเบรน

$$F_s = K_s [C_m - C_p] \quad (2.8)$$

$$F_s = K_s [(\frac{C_f + C_c}{2}) - C_p] = \frac{Q_p \cdot C_p}{A} \quad (2.9)$$

โดยที่ F_s = Solute Flux
 K_s = สัมประสิทธิ์การซึมผ่านของตัวถูกละลาย
 C_m = ความเข้มข้นของสารละลายที่ผิวของเมมเบรน

A = พื้นที่ผิวของเมมเบรน

$$K_w = \frac{Q_p}{A \Delta P} \quad (2.10)$$

$$K_s = \frac{Q_p \cdot C_p}{A \Delta P} \quad (2.11)$$

$$\begin{aligned} \Delta C &= [C_m - C_p] \\ &= \left[\left(\frac{C_f + C_p}{2} \right) - C_p \right] \end{aligned} \quad (2.12)$$

$$C_p = \frac{K_s \cdot C_f}{K_w (\Delta P - \Delta \pi) \left[\frac{(2 - 2R)}{(2 - R)} \right] + K_s} \quad (2.13)$$

2.3.6.3 Donnan Exclusion Model

เนื่องจาก NF เมมเบรนโดยส่วนใหญ่มีประจุลบ เมื่อใช้เมมเบรนที่มีประจุ (Charged Membrane) กับสารละลายเกลือจะเกิดสถานะ Dynamic Equilibrium ขึ้น อีออนที่มีประจุตรงข้ามกับประจุของเมมเบรน (Counter Ion) จะมีความเข้มข้นสูงบริเวณผิวหน้าของเมมเบรน ในขณะที่ อีออนที่มีประจุเดียวกับประจุของเมมเบรน (Co-ion) จะมีความเข้มข้นต่ำเมื่อเทียบกับสารละลายบริเวณนอก Membrane Phase (Bulk Solution) ทำให้เกิด "Donnan Potential" ปรากฏการณ์นี้จะทำให้ไม่มีการแพร่ (Diffusion) ของ Counter ion จาก Membrane Phase ไปยัง Bulk Solution และเช่นเดียวกัน คือ ทำให้ไม่มีการแพร่ของ Co-ion จาก Bulk Solution ไปยัง Membrane Phase ซึ่ง Donnan Potential จะยังเกิดขึ้นเมื่อมีการใช้แรงดันในการขับเคลื่อนน้ำผ่านเมมเบรน ผลของ Donnan Potential จะทำให้เกิดการผลักออกของ Co-ion จากเมมเบรน และเนื่องจากความต้องการความเป็นกลางทางไฟฟ้า (Electroneutrality) จึงทำให้ Counter Ion ถูกกำจัดออกไปด้วย

สำหรับเกลือ $M_{z_m} Y_{z_y}$ ซึ่งแตกตัวเป็นอีออน M^{z_m+} และ Y^{z_y-} ที่สถานะสมดุลค่า Salt Distribution Coefficient (K^*) แสดงได้ดังนี้

$$K^* = \left[\frac{C_{y(m)}}{C_y} \right] = \left[Z_y^{z_y} \left(\frac{C_y}{C_m^*} \right)^{z_y} \left(\frac{\gamma}{\gamma_m} \right)^{z_y + z_m} \right]^{\frac{1}{z_m}}$$

โดยที่ Z_i แสดงประจุของไอออน i C_y และ $C_{y(m)}$ คือ ความเข้มข้นของ Co-ion y ใน Bulk Solution และ Membrane Phase ตามลำดับ γ และ γ_m คือ Activity Coefficient และ C_m^* คือ Charge Capacity ของเมมเบรน

$$\text{Rejection สามารถประมาณได้เป็น } R = 1 - K^*$$

โมเดลนี้ทำนาย Rejection ในรูปฟังก์ชันของ Membrane Charge Capacity , ความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ และ ประจุของไอออน ซึ่งอธิบายถึงการกำจัดสารละลาย แต่ไม่พิจารณาถึงผลของ Diffusive และ Convective Flux ซึ่งมีความสำคัญเช่นเดียวกันสำหรับเมมเบรนที่มีประจุอย่าง NF เมมเบรน (Bhattacharyya และ Williams, 1992)

2.3.6.4 Extended Nernst – Planck Model

โมเดลนี้ให้ค่าฟลักซ์ของไอออนผ่านเมมเบรนที่มีประจุโดยสมการ

$$J_j = J_{wc_j(m)} + Z_j C_{j(m)} \frac{FE}{R_g T} - D_{j(m)} \frac{dC_{j(m)}}{dx} - C_{j(m)} D_{j(m)} d\left(\frac{\ln \gamma_{j(m)}}{dx}\right) \quad (2.14)$$

โดยที่ $J_j, C_{j(m)}, D_{j(m)}, Z_j, \gamma_{j(m)}$ คือ ฟลักซ์ , ความเข้มข้น , Diffusivity , ประจุ และ Activity Coefficient ของไอออน j ตามลำดับ m แสดงถึง Membrane Phase E คือ Donnan Potential และ F คือ Faraday's Constant จากสมการเทอมแรกแสดง Solute Flux เนื่องจาก Convection เทอมที่สองแสดงค่าฟลักซ์เนื่องจาก Donnan Potential และ สองเทอมสุดท้ายอธิบายถึง Salt Flux เนื่องจาก Diffusion โมเดลนี้ใช้ทำนายการกำจัดตัวถูกละลาย ในรูปฟังก์ชันของความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ และประจุของไอออน เหมือนกับ Donnan Equilibrium Model แต่สมการของ Nernst-Planck รวมผลของ Convective และ Diffusional Fluxes ซึ่งมีความสำคัญสำหรับ NF เมมเบรนด้วย (Bhattacharyya และ Williams, 1992b)

2.3.7 NF เมมเบรนบางชนิดที่มีขายในท้องตลาด

เนื่องจากข้อได้เปรียบหลาย ๆ อย่างของ NF เมมเบรน เช่น ค่าฟลักซ์ที่มากกว่า และการเลือกที่จะกำจัดเฉพาะสารที่ต้องการกำจัด เมื่อเปรียบเทียบกับ RO เมมเบรน ทำให้การวิจัยเกี่ยวกับ NF ขยายตัวเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว บริษัทผู้ผลิตได้ทำการผลิต NF เมมเบรน ชนิดต่าง ๆ เพื่อตอบ

สนองความต้องการที่เพิ่มขึ้น ในปัจจุบันมี NF เมมเบรนหลายชนิดที่มีการผลิตออกมาแล้ว ตารางที่ 2.7 แสดง NF เมมเบรนบางชนิดที่มีใช้ในขณะนี้

2.3.8 ปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของกระบวนการ NF

ผลกระทบที่จะเกิดขึ้นต่อประสิทธิภาพและฟลักซ์ของกระบวนการ NF ขึ้นอยู่กับสารละลายที่จะใช้กับกระบวนการ NF โดยปัจจัยที่อาจจะมีผลกับประสิทธิภาพในการกำจัด และค่าฟลักซ์ ระหว่างการกำจัด NOM ออกจากแหล่งน้ำต่าง ๆ มีดังนี้คือ Concentration Polarization ลักษณะสมบัติของเมมเบรน ความดันที่ใช้ ความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ อุณหภูมิของน้ำ พีเอช สารอื่น ๆ ในน้ำ สารแขวนลอย ระยะเวลาในการดำเนินระบบ Crossflow Velocity และ %Recovery

2.3.8.1 Concentration Polarization

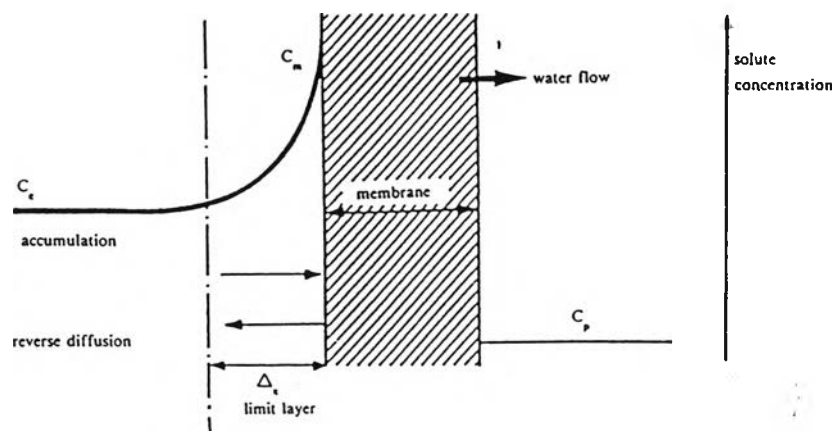
ในระบบไฮดรอดนามิก (Hydrodynamic) ใด รวมทั้งระบบ NF จะมีชั้นน้ำที่เรียกว่า Boundary Layer อยู่ติดกับผิวหน้าของเมมเบรน ชั้นน้ำดังกล่าวนี้จะอยู่เป็นอิสระโดยไม่ผสมกับน้ำส่วนใหญ่ที่อยู่ภายนอก ความหนาของ Boundary Layer แปรผกผันกับอัตราไหลของน้ำและความปั่นป่วน น้ำสะอาดถูกบังคับให้ออกจากชั้นนี้และกระจายซึมผ่านเมมเบรนออกไปภายนอก ทำให้มีการสะสมตัวของสารละลายต่าง ๆ เกิดขึ้นภายใน Boundary Layer (ดูรูปที่ 2.10) จนกระทั่งมีความเข้มข้นสูงกว่าค่าเฉลี่ยของน้ำดิบหลายเท่า ลักษณะเช่นนี้เรียกว่าเกิด Concentration Polarization ระดับของการเกิด Concentration Polarization อาจแสดงได้ด้วยอัตราส่วนระหว่างความเข้มข้นสูงสุด (ที่ผิวของเมมเบรน) ของสารละลายใน Boundary Layer และความเข้มข้นเฉลี่ยของน้ำดิบ หรือ $\frac{C_m}{C_e}$ ในรูปที่ 2.10

ตารางที่ 2.7 NF เมมเบรนบางชนิดที่มีใช้ในขณะนี้ (Raman และคณะ, 1994)

Manufacturer	Membrane	Active membrane layer	charge	Operating conditions			Test conditions		Performance	
				P max (kPa)	pH	Temp. (°C)	Pressure (kPa)	Feed Conc. (mg/L)NaCl	Flux (L/m ² -h)	%Rejection
Celfa	DRC-1000	**	**	4000	3-8	40	1000	3500	50	10
DDS	HCS50	**	**	6000	2-10	60	4000	2500	80	50
Desalination	Desal-5	**	**	4200	2-11	50	1000	1000	46	47
Film Tech	NF40	PA	Negative	4100	2-11	45	2000	2000	43	45
	NF50	**	**	**	**	**	400	2000	**	50
	NF70	PA	Negative	1700	3-9	45	600	2000	43	80
	XP20	**	**	**	**	**	1000	2000	36	20
	XP45	**	**	**	**	**	700	2000	36	50
	NF 40HF	**	**	**	**	**	900	2000	43	40
	NF40-8040	**	**	**	**	**	1600	2000(M)	36	95
Kalle	NF-PES-10/PP60	**	**	6000	1-14	90	4000	5000	400	15
	NF-CA50/PET100	**	**	4000	2-8	40	4000	5000	120	55
Membrane Products	MPT-10	**	**	**	**	**	**	2000	**	63
Kiryat Weizmann	MPT-20	**	**	**	**	**	2500	50000	**	0
	MPT-30	**	**	**	**	**	2500	50000	**	10
Nitto	NTR-7250	PVA	Negative	**	**	**	2000	2000	127	50
	NTR-7410	SPS	Negative	**	**	**	999	5000	496	15
	NTR-7450	SPES	Negative	**	**	**	999	5000	93	51
Osmonics	B-type TLC	**	Negative	**	**	**	**	2000	**	50
PCI	AFC-30	PA	Negative	**	**	**	**	2000	**	35
Toray	SC-L100	CA	Neutral	**	**	**	**	2000	**	75
	SU200HF	**	**	1500	3-10	40	1500	1500	150	50
	SU600	**	**	1000	3-8	35	350	500	28	55
	SU700	**	**	**	**	**	1000	glucose	**	99
	UTC-20HF	PA	Negative	**	**	**	1500	1500	146	50
	UTC-20HR	**	**	**	**	**	1500	1500	101	70
	UTC-60	PA	Amphoteric	**	**	**	**	1000	**	85
UOP	ROGA-4231	**	**	**	**	**	**	500	**	85
	TFCS-4921	**	**	**	**	**	**	2000	**	75

CA=cellulose acetate, PA=polyamide, PVA=polyvinyl alcohol, SPS=sulfonated polysulfone, SPES=sulfonated polyethersulfone

**=data not available, M=magnesium sulphate



$$\text{The polarization concentration} = \frac{C_m}{C_f}$$

รูปที่ 2.10 Concentration Polarization ที่เกิดขึ้นในระบบ NF

สมรรถนะในการกำจัดสารละลายของเมมเบรนขึ้นอยู่กับ Concentration Polarization เป็นอย่างมากเนื่องจากการสะสมตัวของเกลือแร่ใน Boundary Layer ทำให้เกิดผลเสียต่าง ๆ ต่อระบบ NF ที่กำลังทำงานอยู่ดังต่อไปนี้

1. ทำให้แรงดันออสโมติกสูงขึ้น เป็นผลให้อัตราการผลิตน้ำสะอาด (Water Flux) ลดลง
2. ทำให้มีการรั่วไหลของสารละลายผ่านเมมเบรน (Salt Flux) เพิ่มขึ้น เป็นผลให้น้ำที่ผลิตได้มีมลทินเพิ่มขึ้น
3. เร่งเมมเบรนให้เสื่อมสภาพเร็วขึ้น
4. ทำให้มีการตกผลึกของ CaCO_3 และ/หรือ CaSO_4 หรือสารประกอบอื่น ๆ

2.3.8.2 ลักษณะสมบัติของเมมเบรน

ลักษณะสมบัติของเมมเบรนมีบทบาทสำคัญต่อค่า %การกำจัด และฟลักซ์ โดยลักษณะสมบัติของเมมเบรนประกอบไปด้วย วัสดุที่ใช้ทำเมมเบรน ขนาดรูของเมมเบรนซึ่งวัดโดย MWCO สภาพะในการดำเนินระบบ (ความดันสูงสุดที่ใช้ ช่วงของพีเอช และอุณหภูมิ) ซึ่งคุณสมบัตินี้จะแตกต่างกันสำหรับแต่ละบริษัทผู้ผลิต NF เมมเบรน (ดังแสดงในตารางที่ 2.7)

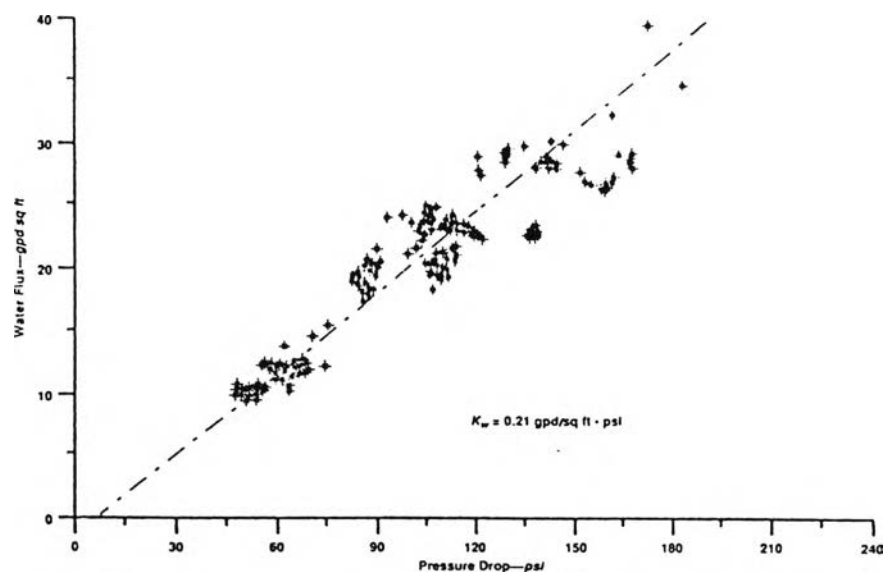
NF เมมเบรนจะยอมให้น้ำ และไอออนของสารอนินทรีย์ที่มีวาเลนซ์เดียว (Monovalent Inorganic Ions) ไหลผ่านได้ แต่ไม่ยอมให้สารอนินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลใหญ่ และ ไอออนของสารอนินทรีย์ที่มีหลายวาเลนซ์ (Multivalent Inorganic Ions) ไหลผ่าน %การกำจัดโซเดียมคลอไรด์โดยทั่วไปประมาณ 0 – 20 % สามารถกำจัดกรดอินทรีย์ได้ 80 - 100 % ซึ่งจะเพิ่มขึ้นตามน้ำหนัก

โมเลกุล อีออนของสารอินทรีย์ที่มีสองวาเลนซ์จะถูกกำจัดในช่วง 30 - 90 % (Dyke และ Bartels, 1990)

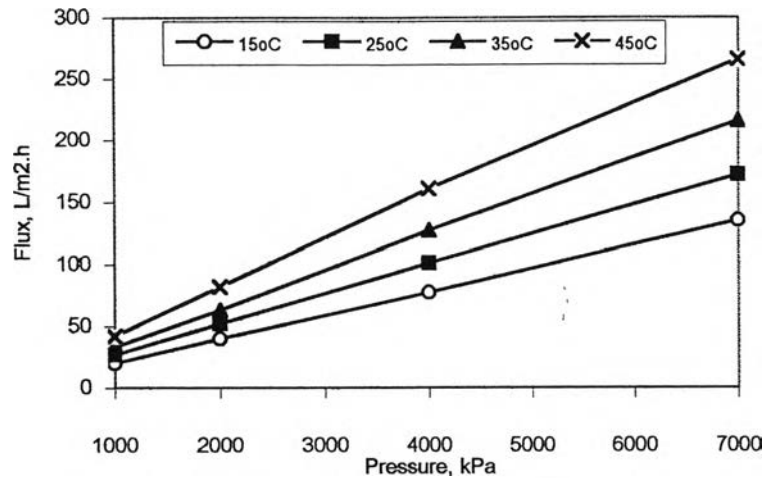
สำหรับเมมเบรนที่มีความสามารถในการซึมผ่านได้ที่สูงและมีประจุ เช่น เมมเบรนสำหรับกำจัดสารอินทรีย์ การกำจัดสารอินทรีย์จะมีค่าสูงหรือไม่ขึ้นอยู่กับประจุไฟฟ้าของสารอินทรีย์ สารอินทรีย์ที่มีประจุจะถูกกำจัดมากกว่าสารอินทรีย์ที่ไม่มีประจุ ดังนั้นค่า MWCO จึงไม่ใช่ค่าที่ดีในการบอกว่าสารอินทรีย์ขนาดเท่าใดที่จะถูกกำจัดโดยเมมเบรน เพราะเหตุนี้บริษัทผู้ผลิต จึงไม่ให้ค่า MWCO สำหรับเมมเบรนที่ใช้กำจัดสารอินทรีย์ (Fu และคณะ, 1994)

2.3.8.3 ความดันที่ใช้

ความดันที่ใช้มีผลกระทบที่สำคัญต่อค่าฟลักซ์ และ%การกำจัด สำหรับ NF เมมเบรน จากสมการของ Solution-Diffusion Model และ Pore Model Duranceau และคณะ (1992) ได้รายงานผลการทดลองโดยใช้ NF เมมเบรนชนิด NF70 ในการกำจัดสารประกอบอินทรีย์สังเคราะห์ (Synthetic Organic Compound, SOC) ซึ่งแสดงให้เห็นว่าค่าฟลักซ์มีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความดันที่ใช้ (รูปที่ 2.11) สัมประสิทธิ์การซึมผ่านของน้ำ (K_w) คือ ความชันของกราฟระหว่างค่าฟลักซ์กับความดันลด ดังแสดงในรูปที่ 2.11 และพบว่ามีความชันประมาณ 0.21 gpd/sq.ft.-psi Schirgh และ Widmer (1992) ก็ได้รายงานผลการทดลองในทำนองเดียวกัน ซึ่งทำการทดลองโดยใช้เมมเบรนชนิด DDS และได้แสดงให้เห็นว่าความดันสูงการเพิ่มขึ้นของค่าฟลักซ์จะมีค่ามากกว่าที่ความดันต่ำ ดังแสดงในรูปที่ 2.12

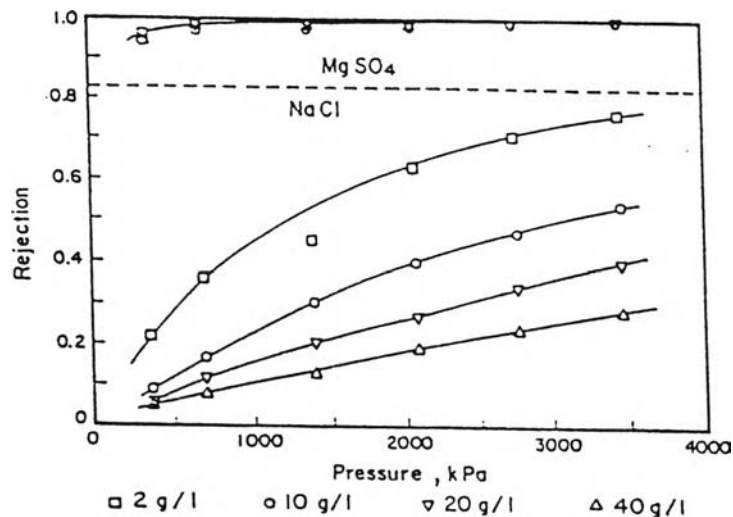


รูปที่ 2.11 ฟลักซ์ กับแรงดันที่ใช้สำหรับ NF เมมเบรน (NF70) (Duranceau และคณะ, 1992)



รูปที่ 2.12 ผลของแรงดันต่อค่าฟลักซ์ สำหรับเมมเบรนชนิด DS5 (Schirg และ Widmer, 1992)

%การกำจัด โดย NF เมมเบรน มีค่าเพิ่มขึ้นตามความดันที่ใช้ (รูปที่ 2.13) ซึ่งสอดคล้องกับสมการที่ 2.13 ที่แสดงให้เห็นว่าเมื่อใช้ความดันสูงก็จะสามารถผลิตน้ำ Permeate ที่มีความเข้มข้นต่ำหรือมีค่า %การกำจัดสูง หรือสามารถอธิบายได้ว่าเมื่อใช้ความดันสูงก็จะทำให้ได้อัตราการไหลของน้ำ Permeate สูง ในขณะที่สารละลายไม่สามารถไหลผ่านเมมเบรนด้วยอัตราที่สูงเท่าความเข้มข้นของน้ำ Permeate จึงมีค่าต่ำลง ซึ่งเป็นปรากฏการณ์ที่เรียกว่า Dilution Effect (Waypa และคณะ, 1997)



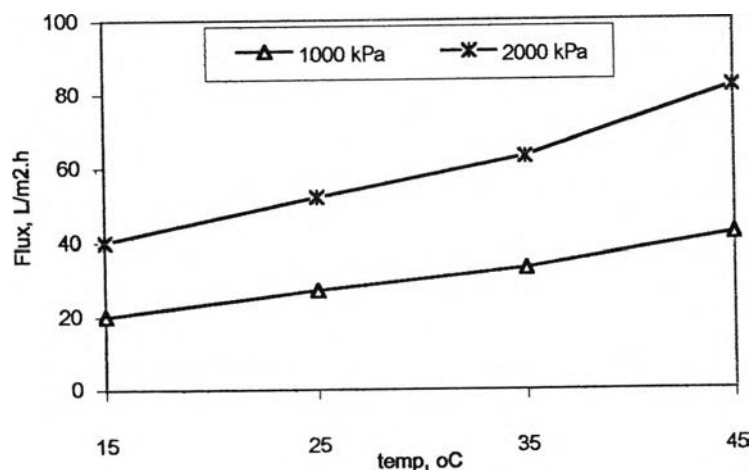
รูปที่ 2.13 ผลของแรงดันที่ใช้และความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ กับ %การกำจัด โดย NF เมมเบรน (Eriksson, 1988a)

2.3.8.4 ความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ

ความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบก็มีผลกับ ฟลักซ์ของสารละลาย และ%การกำจัด Duranceau และคณะ (1992) ได้รายงานผลการทดลองโดยใช้เมมเบรนแบบ NF70 ในการกำจัด Dibromochloropropane (DBCP) และได้ผลว่าค่าฟลักซ์ของสารละลายเพิ่มขึ้นตาม Concentration Gradient เช่นเดียวกับ Eriksson (1988a) ที่ได้รายงานผลการทดลองซึ่งแสดงให้เห็นว่าการกำจัด โฆเดียมคลอไรด์มีค่าลดลงตามการเพิ่มความเข้มข้นของสารละลายที่เข้าสู่ระบบ (รูปที่ 2.13) จะเห็นได้ว่าที่แรงดัน 2000 kPa เปอร์เซ็นต์การกำจัด โฆเดียมคลอไรด์ลดลงจาก 60 % เป็น 20 % เมื่อความเข้มข้นของโฆเดียมคลอไรด์เพิ่มขึ้นจาก 2 g/L เป็น 40 g/L ปัจจัยที่มีผลเล็กน้อยกับการลดลงของเปอร์เซ็นต์การกำจัด คือ การลดลงของค่าฟลักซ์แต่ปัจจัยที่มีผลมากเกิดขึ้นเนื่องจากความสามารถในการซึมผ่านเมมเบรนที่มากขึ้นของสารละลาย

2.3.8.5 อุณหภูมิ

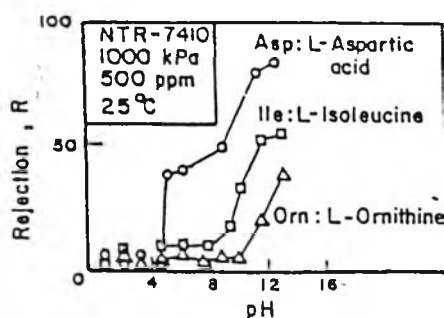
การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของสารละลายที่เข้าสู่ระบบจะเพิ่มความสามารถในการซึมผ่านเมมเบรนของน้ำมาก ในขณะที่ %การกำจัด มีค่าคงที่หรือเพิ่มขึ้นเล็กน้อย (Laconit และคณะ, 1972) Schirg และ Widmer (1992) ทำการทดลองกับเมมเบรนแบบ DDS และได้ผลว่าฟลักซ์มีค่าเพิ่มขึ้นกับอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้น ซึ่งเหตุผลที่เป็นไปได้สำหรับกรณีนี้ก็คือน้ำอุณหภูมิสูง ความหนืดของน้ำจะมีค่าลดลง ทำให้มันสามารถซึมผ่านเมมเบรนได้ง่ายขึ้น รูปที่ 2.14 แสดงผลของอุณหภูมิต่อค่าฟลักซ์



รูปที่ 2.14 ผลของอุณหภูมิต่อค่าฟลักซ์ (Schirg และ Widmer, 1992)

2.3.8.6 พีเอช

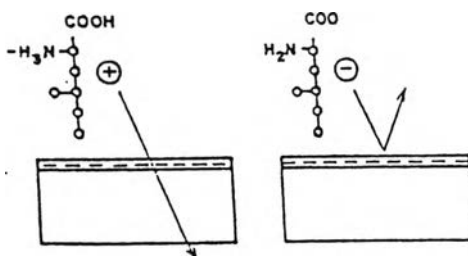
พีเอชของสารละลายมีอิทธิพลอย่างมากในการทำงานของ NF เมมเบรน (รูปที่ 2.15)



รูปที่ 2.15 ผลของพีเอชกับ % การกักตัวของกรดอะมิโน โดย NF เมมเบรน

(Rautenbach และ Groschl, 1990)

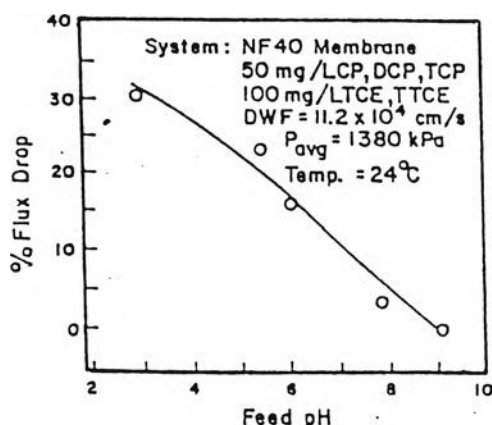
ที่ค่าพีเอชต่ำ ๆ %การกักตัวจะมีค่าต่ำ และที่ค่าพีเอชสูง ๆ %การกักตัวจะมีค่าสูง ซึ่งสามารถอธิบายได้ดังนี้ คือที่พีเอชที่มีค่าต่ำกว่า Isoelectric Point (คือ ค่าพีเอชที่ประจุทั้งหมดเปลี่ยนจากบวกเป็นลบ หรือจากลบเป็นบวก) กรดอะมิโนจะเปลี่ยนเป็นประจุบวกและสามารถผ่านเมมเบรนได้ง่าย ทำให้ %การกักตัว มีค่าต่ำ ในขณะที่เมื่อค่าพีเอชสูงกว่า Isoelectric Point ซึ่งก็คือที่ค่าพีเอชสูง ๆ กรดอะมิโนจะมีประจุลบ และจะถูกขับออกโดยประจุลบของผิวของเมมเบรน (รูปที่ 2.16)



รูปที่ 2.16 พฤติกรรมของกรดอะมิโนที่จุดได้หรือสูงกว่า Isoelectric Point

(Rautenbach และ Groschl, 1990)

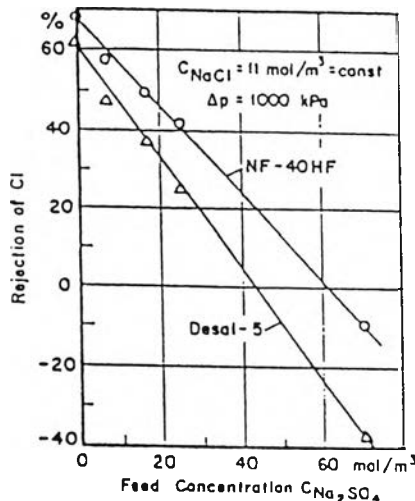
และจากการทดลองบำบัดสารละลายที่เป็นส่วนผสมของสารอินทรีย์โดยใช้กระบวนการ NF ได้ผลว่าค่าเปอร์เซ็นต์ของการลดลงของค่าฟลักซ์ (Flux Drop) มีค่าลดลงเมื่อพีเอชของสารละลายเพิ่มขึ้น (รูปที่ 2.17) ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่า ที่ค่าพีเอชสูง ๆ สารประกอบอินทรีย์จะอยู่ในรูปไอออนและมีประจุลบ ดังนั้นจึงไม่ทำปฏิกิริยากับเมมเบรนมากนัก ทำให้ค่าการลดลงของค่าฟลักซ์มีค่าน้อยลง



รูปที่ 2.17 ผลของพีเอช ต่อการลดลงของค่าฟลักซ์ สำหรับเมมเบรนชนิด NF40 ในการบำบัดส่วนผสมของสารอินทรีย์อันตราย (Bhattacharyya และ Williams, 1992a)

2.3.8.7 สารอื่น ๆ ในน้ำ

%การกำจัด โดย NF เมมเบรน จะมีค่าลดลงถ้ามีสารอื่น ๆ อยู่ในน้ำ (รูปที่ 2.18) จากรูปจะเห็นได้ว่า %การกำจัด ของอออนคลอไรด์มีค่าลดลงตามการเพิ่มความเข้มข้นของโซเดียมซัลเฟตในสารละลาย เนื่องจากซัลเฟตมีประจุมากกว่าคลอไรด์ เมมเบรนจึงสามารถกำจัดซัลเฟตได้ดีกว่าคลอไรด์ ส่วนโซเดียม มีประจุบวกทำให้สามารถผ่านเมมเบรนได้ง่าย ดังนั้นจึงเกิดความไม่สมดุลทางไฟฟ้าขึ้นทั้งสองด้านของเมมเบรน และเพื่อรักษาความเป็นกลางทางไฟฟ้า คลอไรด์จะไหลผ่านเมมเบรนด้วย ซึ่งมีความเข้มข้นของโซเดียมซัลเฟตมากก็ยิ่งทำให้เกิดความไม่สมดุลทางไฟฟ้ามากขึ้น ทำให้มีปริมาณคลอไรด์มากขึ้นในน้ำ Permeate ซึ่งปรากฏการณ์นี้เรียกว่า “Donnan Effect” ดังที่กล่าวแล้วในหัวข้อ 2.3.6.3

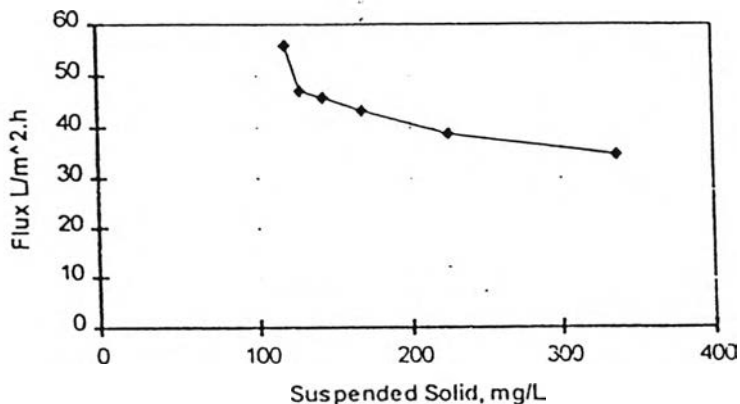


รูปที่ 2.18 ผลของสารอื่น ๆ ในน้ำต่อ %การกำจัด โดย NF เมมเบรน (Rautenbach และ Groschl , 1990)

2.3.8.8 สารแขวนลอย

ขนาดของอนุภาคของสารแขวนลอยมีบทบาทต่อการเคลื่อนที่ผ่านเมมเบรน เนื่องจากขนาดของมันจะเป็นตัวตัดสินว่าสารแขวนลอยนั้นจะผ่านเข้าสู่รูของเมมเบรน หรือติดขวางอยู่ที่ทางเข้ารูของเมมเบรน ซึ่งในกรณีหลังจะมีผลกระทบต่อการอุดตันของเมมเบรน เช่นเดียวกับกรณีของคอลลอยด์ ขนาดและรูปร่างของโมเลกุลสารอินทรีย์ก็ยังมีบทบาทสำคัญต่อการเคลื่อนที่ผ่านเมมเบรน เช่นเดียวกัน

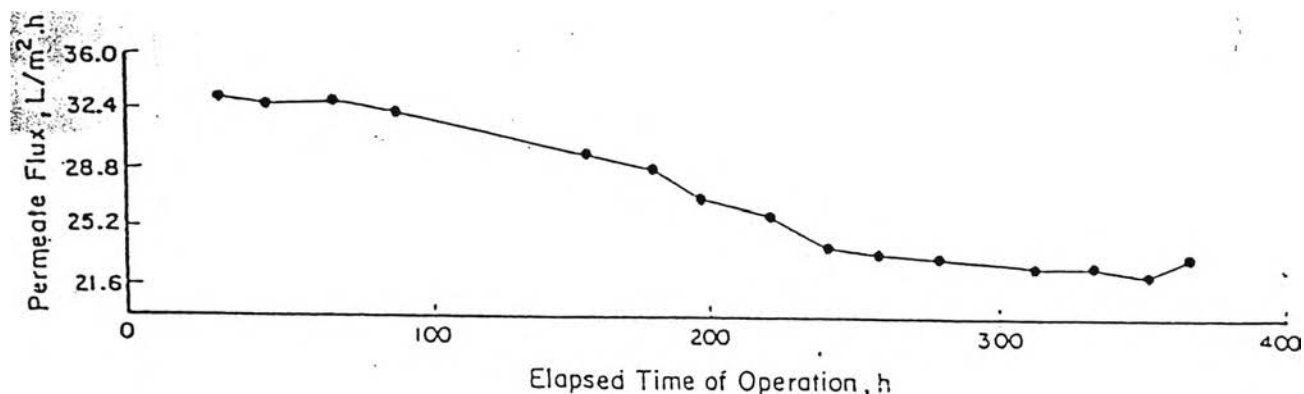
Koottatep (1979) ได้แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของสารแขวนลอยกับอัตราไหลของน้ำ Permeate ผ่านเมมเบรนแบบ T2A ผลในรูปที่ 2.19 แสดงให้เห็นว่าฟลักซ์มีค่าลดลง กับการเพิ่มความเข้มข้นของสารแขวนลอย การลดลงของฟลักซ์เนื่องมาจากการอุดตันของเมมเบรน



รูปที่ 2.19 ผลของสารแขวนลอยต่อค่าฟลักซ์ ในการกำจัดครดฮิวมิก แรงดันที่ใช้ 20 บาร์ MWCO 6000 (Koottatep , 1979)

2.3.8.9 ระยะเวลาในการดำเนินระบบ

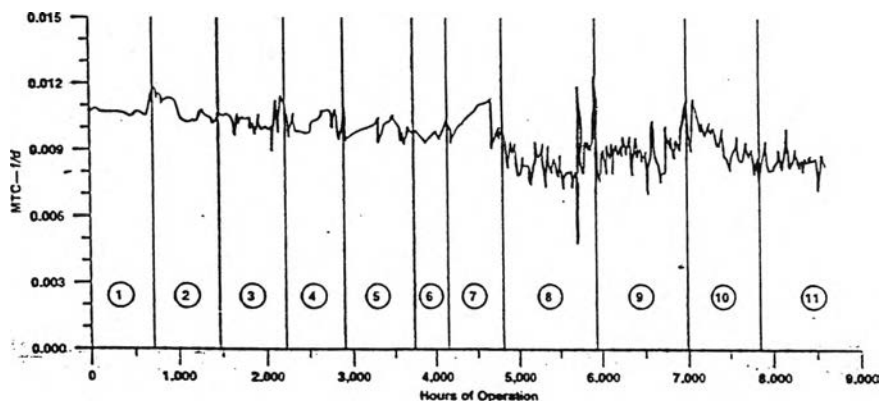
การเปลี่ยนแปลงของฟลักซ์ กับเวลาในการดำเนินระบบ สำหรับ NF เมมเบรน ขึ้นอยู่กับลักษณะสมบัติของน้ำหรือน้ำเสียที่ใช้ Taylor และคณะ (1987) ได้รายงานผลที่ได้โดยการใช้เมมเบรนแบบ NF40 ในการบำบัดน้ำผิวดิน (รูปที่ 2.20)



รูปที่ 2.20 การเปลี่ยนแปลงค่าฟลักซ์กับเวลาในการดำเนินระบบของ NF เมมเบรน (Taylor และคณะ , 1987)

การลดลงของค่าฟลักซ์เกิดขึ้นเนื่องจากการอุดตันของสารอินทรีย์หรือการเติบโตของจุลินทรีย์ภายในเมมเบรน เพราะในน้ำผิวดินประกอบไปด้วยสารอินทรีย์และการเติบโตของจุลินทรีย์ถูกเร่งให้เกิดขึ้นในช่วงที่ไม่มีการทำงานของเมมเบรนเป็นเวลา 18 ชม. ระหว่างการทำงานในแต่ละวัน

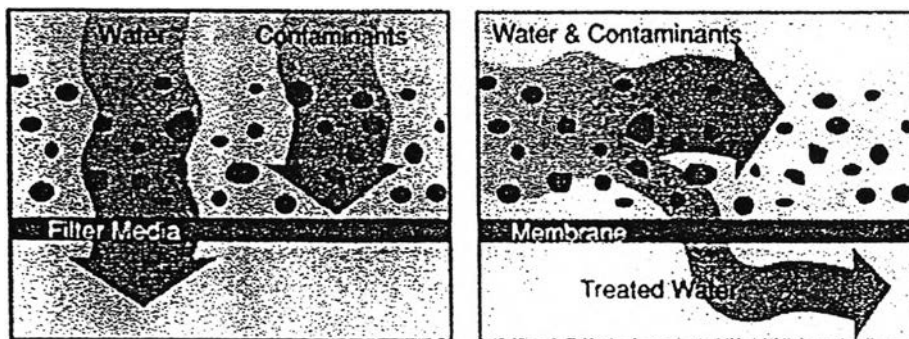
สัมประสิทธิ์การซึมผ่านของน้ำ (K_w) ที่ลดลงตามเวลาเป็นผลมาจากการอุดตันและการเสื่อมสภาพของเมมเบรน (รูปที่ 2.21) จากรูปจะเห็นได้ว่าการลดลงของค่า K_w จะมีค่าคงที่ในช่วงเวลา 0 – 4750 ชม. จากชั่วโมงที่ 4750 – 5750 ค่า K_w จะลดลงอย่างมากและรวดเร็วแสดงให้เห็นถึงการเพิ่มการอุดตันของเมมเบรน หลังจากนั้นค่า K_w จะเพิ่มขึ้นเนื่องจากการทำความสะอาดเมมเบรน



รูปที่ 2.21 การเปลี่ยนแปลงของค่า K_f กับเวลาในการดำเนินระบบ
(Blau และคณะ , 1992)

2.3.8.10 Crossflow Velocity

กระบวนการกรองที่ใช้กับกระบวนการ NF เป็นกระบวนการที่เรียกว่า Crossflow Filtration ซึ่งแตกต่างจากกระบวนการกรองตามปกติที่ใช้ เช่น การกรองผ่านชั้นทราย ดังแสดงในรูปที่ 2.22



รูปที่ 2.22 รูปแสดงการกรองตามปกติ (ซ้าย) และ Crossflow Filtration (ขวา)

โดยใช้ Crossflow Filtration สารที่ถูกกำจัดออกโดยเมมเบรนจะไหลออกจากผิวหน้าของเมมเบรนอย่างต่อเนื่อง ทำให้ไม่เกิดการสะสมตัวของสารเหล่านั้น ลดปัญหาของ Concentration Polarization และทำให้ผิวหน้าของเมมเบรนพร้อมที่จะกำจัดสารต่าง ๆ ที่ไหลเข้ามาอย่างต่อเนื่อง เช่นเดียวกัน ถึงแม้ว่ายังมีความต้องการการทำความสะอาดเมมเบรนอีกเป็นระยะ ๆ แต่การทำความสะอาด

สะอาดด้วยตัวเองของ Crossflow Filtration ก็ทำให้อายุการใช้งานของเมมเบรนนานขึ้น ซึ่งเป็นผลดีทางด้านเศรษฐศาสตร์ (Williamson , 1993)

ตัวแปรสำคัญที่จะทำให้ Crossflow Filtration ทำงานอย่างมีประสิทธิภาพ คือ Crossflow Velocity โดยจะต้องมีค่ามากพอที่จะไม่ทำให้เกิดการสะสมของสารต่าง ๆ ที่ถูกกำจัดโดยเมมเบรน นอกจากนี้ค่า Crossflow Velocity ที่เหมาะสมยังจำเป็นเพื่อให้เมมเบรนมีประสิทธิภาพในการแยกสารที่ไม่ต้องการออกอย่างเต็มที่ โดยเฉพาะอย่างยิ่งกับสารละลาย โดยค่า Crossflow Velocity ที่เหมาะสมนี้จะทำให้เกิดการผสมของสารละลายที่ Boundary Layer อย่างเพียงพอ และป้องกันการเกิดขึ้นของ Concentration Polarization (Williamson และ Paulson , 1990)

Ratanatamskul และคณะ , 1996 ได้ทำการศึกษาถึงผลของ Crossflow Velocity ที่มีต่อประสิทธิภาพในการกำจัดไอออนประจุลบหลายชนิดในสารละลายเจือจาง และพบว่า Crossflow Velocity ในช่วง 0.05-0.7 m/s ไม่มีผลต่อการกำจัด SO_4^{2-} และ PO_4^{3-} ของเมมเบรนชนิด NTR-729HF เนื่องจาก NF เมมเบรนสามารถกำจัดไอออนที่มี 2 วาเลนซ์ได้ดี แต่ในการกำจัดไอออนที่มี 1 วาเลนซ์ เช่น Cl^- และ NO_2^- มีค่าลดลงเล็กน้อยเมื่อค่า Crossflow Velocity ลดลง เนื่องจากอาจเกิด Concentration Polarization ของไอออนประจุลบที่มี 1 วาเลนซ์เมื่อค่า Crossflow Velocity มีค่าไม่เพียงพอ แต่สำหรับเมมเบรนชนิด NTR-759HR ผลของ Crossflow Velocity จะมีน้อยมากสำหรับทุกชนิดของไอออน เนื่องจากเมมเบรนชนิดนี้มีความหนาแน่นของประจุที่ผิวเมมเบรนสูงมาก

2.3.8.11 %Recovery

เป้าหมายที่สำคัญของกระบวนการเมมเบรนทุกชนิด คือ ประสิทธิภาพที่สูงในการกำจัดสารที่ไม่ต้องการออก โดยมีปริมาณการผลิตน้ำ Permeate ที่มากที่สุด ซึ่งวิธีหนึ่งที่สามารถทำให้ผลิตน้ำ Permeate ได้มาก คือ การใช้ค่า %Recovery ในการดำเนินระบบที่สูง

Hanra และคณะ ได้ทำการทดลองโดยใช้ Rapid Bench-scale Membrane Test (RBSMT) เพื่อประเมินความสามารถในการใช้กระบวนการ NF ในการกำจัด NOM และโบรมีน (Br) จากแหล่งน้ำผิวดิน 2 แหล่งในประเทศสหรัฐอเมริกา โดยใช้เมมเบรนที่มีคุณสมบัติแตกต่างกัน 6 ชนิด ที่ค่า %Recovery ต่าง ๆ กัน และพบว่าสำหรับเมมเบรนชนิด NF 70 และ NTR 7450 ค่า Bulk Rejections , R_b ซึ่งคำนวณจาก $R_b = ((C_f - C_p)/C_f)$ เพิ่มขึ้น ในขณะที่ Feed Rejections , R_f ซึ่งคำนวณจาก $R_f = (C_f - C_p)/C_f$ มีค่าลดลงเมื่อเพิ่มค่า %Recovery โดยที่ C_f , C_p และ C_p คือ ความเข้มข้นของ

Influent , Feed และ Permeate ตามลำดับ และยังพบว่า R_p มีค่าสูงกว่า R_r นอกจากนี้ยังพบว่า %Recovery มีผลต่อ R_p น้อยกว่า R_r โดย %Recovery มีผลกระทบต่อเมมเบรนที่มีค่า MWCO สูง มากกว่าเมมเบรนที่มีค่า MWCO ต่ำ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าความเข้มข้นของน้ำที่เข้าสู่ระบบมีผลอย่างมากต่อการกำจัด NOM โดยเฉพาะเมมเบรนที่มีค่า MWCO สูง

2.4 งานวิจัยที่ผ่านมา

ในหัวข้อนี้จะกล่าวถึงงานวิจัยที่ใช้กระบวนการเมมเบรนในการกำจัด NOM ออกจากแหล่งน้ำ โดยเกือบทั้งหมดทำในต่างประเทศ และจะเห็นได้ว่ายังไม่มีการทำงานวิจัยนี้กับแหล่งน้ำจริงที่ใช้ในการผลิตน้ำประปาในประเทศไทย

Taylor และคณะ (1987) ใช้กระบวนการเมมเบรน 3 ชนิด คือ RO NF และ UF ในการกำจัดสาร THMP ออกจากน้ำบาดาล และน้ำผิวดิน พบว่าต้องการเมมเบรนที่มีค่า MWCO น้อยกว่าหรือเท่ากับ 400 ในสภาวะปกติในการดำเนินระบบ เพื่อควบคุม THMP และสรุปผลการวิจัยว่ากระบวนการเมมเบรนให้ผลดีทั้งทางด้านประสิทธิภาพและเศรษฐศาสตร์ ในการควบคุม THMs ในแหล่งน้ำที่มีสารอินทรีย์ในปริมาณสูง และควรใช้เป็นระบบบำบัดเบื้องต้นสำหรับควบคุมปริมาณ THMs

Tan และ Amy (1991) ทำการเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการเติมโอโซนกับกระบวนการเมมเบรนในการกำจัดดีและควบคุมปริมาณ DBPs พบว่ากระบวนการทั้งสองมีประสิทธิภาพใกล้เคียงกันในการกำจัดดีออกจากน้ำบาดาล โดยกระบวนการเมมเบรนกำจัดดีออกโดยกระบวนการทางกายภาพ ในขณะที่กระบวนการเติมโอโซนเปลี่ยนรูปดีในน้ำได้สารที่ก็ยังคงก่อให้เกิด DBPs กระบวนการเมมเบรนสามารถควบคุมการเกิด DBPs ได้ดีกว่า เนื่องมาจากประสิทธิภาพในการกำจัดสารที่ก่อให้เกิด DBPs ที่ดีกว่า นอกจากนี้กระบวนการเติมโอโซนยังทำให้เกิด Ozonation By-products ด้วย

Blau และคณะ (1992) ทำการวิจัยโดยใช้กระบวนการ NF ในการควบคุม DBPs โดยพบว่าสามารถกำจัด NPDOC ได้มากกว่า 97% และกำจัด DBPFP มากกว่า 96% เช่นเดียวกับ TOXFP โดยเปอร์เซ็นต์การกำจัด ไม่มีความสัมพันธ์กับการเปลี่ยนสภาวะในการดำเนินระบบ ซึ่งคือ ค่าความดันที่ใช้ และ %Recovery และสรุปว่า กลไกเบื้องต้นของการกำจัดสารที่ก่อให้เกิด DBPs คือการกรอง และส่วนน้อยควบคุมโดยการแพร่ผ่านเมมเบรน

Laine และคณะ (1993) ทำการวิจัยเพื่อศึกษาถึงผลของ Br^- ในกระบวนการ MF และ NF ในการควบคุม DBPs ในน้ำผิวดิน เมมเบรนที่ใช้ในกระบวนการ UF มีค่า MWCO 100,000 dalton ส่วนเมมเบรนของกระบวนการ NF มีค่า MWCO ในช่วง 200-800 dalton ผลการวิจัยแสดงให้เห็นว่า UF ไม่มีประสิทธิภาพในการควบคุมการเกิด DBPs ส่วน NF แบบ Hollow Fiber ที่มี MWCO 400-800 dalton สามารถควบคุมการเกิด DBPs ได้ดี ในกรณีที่มี Br^- น้อย หรือไม่มีเลย ส่วนในน้ำที่มี Br^- มากจะพบว่าเกิด Bromoform ในปริมาณความเข้มข้นที่สูงขึ้นเมื่อเทียบกับน้ำดิบหลังจากการเติมคลอรีนให้กับน้ำ Permeate ส่วน NF แบบ Spiral Wound ที่มี MWCO 200-300 dalton สามารถควบคุมการเกิดของ Brominated THMs ได้ดี โดยต้องมีการบำบัดน้ำเบื้องต้นก่อน

Allgeier และ Summers (1995) ศึกษาถึงการทำให้ NF ในระดับ Bench-scale เพื่อให้ได้ข้อมูลที่เป็นประโยชน์ต่อการนำไปใช้ในระดับ Pilot และ Full -scale โดยใช้โมดูลแบบ Flat-sheet และมีการนำน้ำ Concentrate กลับสู่ระบบใหม่ เพื่อจำลองลักษณะการทำงานของ NF แบบ Spiral Wound และพบว่า กระบวนการ NF สามารถใช้ควบคุมการเกิด DBPs ได้ตามมาตรฐาน โดยผลที่ได้จากการทดลองโดยเฉพาะค่าฟลักซ์ และ %การกำจัด สามารถนำไปใช้เป็นข้อมูลสำหรับพิจารณาระบบในระดับ Pilot และ Full -scale

Nilson และ Di Giano (1996) ศึกษาถึงผลของส่วนประกอบของ NOM ต่อการทำงานของกระบวนการ NF โดยทำการแยกส่วนประกอบของ NOM ออกเป็น ส่วนที่ชอบน้ำ และส่วนที่เกลียดน้ำ การทดลองทำโดยใช้ NF แบบ Hollow Fiber และพบว่า NOM ส่วนที่เกลียดน้ำทำให้เกิดการลดลงของค่าฟลักซ์ และถูกกำจัดออกโดยเมมเบรนได้มากกว่า NOM ส่วนที่ชอบน้ำ และเมื่อใช้การดูดซับคาร์บอนแบบผงเป็นกระบวนการบำบัดขั้นต้น พบว่า NOM จากน้ำที่ผ่านการบำบัดด้วยผงคาร์บอนแบบผง ทำให้ค่าฟลักซ์ลดลงมากกว่า และกำจัดออกได้ยากกว่า NOM จากน้ำที่ไม่ผ่านการบำบัดขั้นต้น

Chellam และ คณะ (1997) ศึกษาถึงผลของการบำบัดขั้นต้นต่อการทำงานของกระบวนการ NF กับน้ำผิวดิน โดยเปรียบเทียบกระบวนการบำบัดขั้นต้น 3 ประเภท คือ MF , UF และกระบวนการ Conventional Process ต่อการทำงานของ NF แบบ Spiral Wound โดยพบว่า การบำบัดขั้นต้นโดยใช้ MF และ UF ทำให้อัตราการอุดตันของ NF มีค่าต่ำ และช่วงเวลาในการดำเนินการระบบก่อนการล้างเมมเบรนในแต่ละครั้งนานกว่าการใช้กระบวนการ Conventional Process เป็น การบำบัดขั้นต้น และยังพบว่า การอุดตันของเมมเบรน หลังจากการบำบัดขั้นต้นโดยใช้กระบวนการ Conventional Process มีผลมาจากค่าฟลักซ์ที่ใช้ มากกว่าค่า %Recovery

Visvanathan และคณะ (1998) ทำการวิจัยโดยใช้กระบวนการ NF ในการกำจัด THMP ในน้ำสระของสถาบันเทคโนโลยีแห่งเอเชีย โดยศึกษาผลของปัจจัยต่าง ๆ ดังนี้ คือ ความดันในช่วง 6-10 bar , ค่า TOC ในช่วง 0-20 mg/L , พีเอชในช่วง 4-11 , ความเข้มข้น Ca^+ ในช่วง 8-32 mg/L , ความเข้มข้น Mg^+ ในช่วง 2-14 mg/L , ความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอย 2-10 mg/L และเวลาในการดำเนินระบบ 0-60 ชั่วโมง กับ NF เมมเบรนชนิด DK และ NF45 ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่า การใช้ความดัน , ความเข้มข้นของ THMP และของแข็งแขวนลอยที่มากกว่า จะเพิ่ม %การกำจัด ในขณะที่การมีอิออนที่มีสองวาเลนซ์ ในน้ำจะลดความสามารถในการกำจัดลง โดยค่าพีเอชที่เหมาะสมในการกำจัด THMP อยู่ในช่วง 7-9 และเปอร์เซ็นต์การกำจัด THMP ที่ได้จากการทดลองมีค่ามากกว่า 90%

Mulford และคณะ (1999) ทำการวิจัยเพื่อศึกษาว่าผลของการดำเนินระบบ NF ในระดับ Pilot-plant จะสามารถแสดงถึงผลของการดำเนินระบบ NF ในระดับ Full-scale ได้อย่างถูกต้องหรือไม่ โดยผลการทดลองพบว่าอัตราการผลิต และคุณภาพของน้ำที่ผลิตได้จากโรงผลิตน้ำจริง ถูกจำลองโดยการดำเนินระบบ Pilot-plant ในช่วงเวลา 4 เดือนของการทดลองได้อย่างถูกต้อง โดยใช้เมมเบรนขนาดต่าง ๆ ที่ผลิตจากที่เดียวกัน และดำเนินระบบภายใต้สภาวะเดียวกัน โดยน้ำที่ผลิตได้จากทุก Plant มีค่า TOC 0.4 mg/L THMFP 35 $\mu\text{g}/\text{L}$ และ HAAFP 28 $\mu\text{g}/\text{L}$ และยังพบว่าอัตราการผลิตน้ำของ Full-scale Plant มีค่าลดลง 50%ในช่วงระยะเวลาในการดำเนินระบบ 5 ปี โดยพบว่าแบบจำลองการต้านทานแบบ Second-order สามารถทำนายอัตราการผลิตน้ำได้อย่างถูกต้องกว่าแบบ Zero-order