



เอกสารอ้างอิง

1. ศิริวัฒนา ไทรสมบูรณ์, "การหาปริมาณของน้ำชนิดหนักจากแหล่งน้ำธรรมชาติ ด้วยวิธีการลอยตัว (ปีการศึกษา 2523) สาขาวิชานิวเคลียร์เทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย" วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบัณฑิต แผนกวิชานิวเคลียร์เทคโนโลยี บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2523
2. สมชาย ชัมมนันทกุล, "การพัฒนากระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักโดยการแลกเปลี่ยนไอโซโทปกับไฮโดรเจนซัลไฟด์ (ปีการศึกษา 2526) สาขาวิชานิวเคลียร์เทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย" วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบัณฑิต แผนกวิชานิวเคลียร์เทคโนโลยี บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. 2527
3. สะออน ปทุมเทวาริบาล ดร., ก๊าซเทอร์โมไดนามิกส์, สำนักพิมพ์ อักษรเจริญทัศน์ กรุงเทพฯ, พิมพ์ครั้งที่ 1, 2521, 312 หน้า.
4. Benedict, M. and Pigford, R. "Nuclear Chemical Engineering"
McGraw-Hill Company, Inc. New York 1981 June 15, 1945.
5. Chilton, Ho-Cecil Perry & H. Robert, Chemical Engineers' Handbook, McGraw Hill, Inc. 1973.
6. F. Regel Sberger, Z. Elektrochem. 1897-98, 4, 548, Cf W. Biltz, Zanzorg Chem 1925, 146, 289; W. Biltz and F. Caspan, ibid 1911, 71, 195.
7. Gessner G. Hawley, The Condensed Chemical Dictionary. Ninth edition Van Nostrand Reinhold Company New York 1977, P.37.

8. H. C. Ko, J. M. Stuve, and R. R. Brown "Low - Temperature Heat Capacities and Enthalpy of Formation of Al_2S_2 " (R.I. 8203) US. Department of the Interior; Bureau of Mines, 1976; 9 p.
9. J. Flahaut, Compt Rend., 1951, 232, 334, 2100; Ann Chim. Paris, 1957, 7, 632.
10. Kirk - Othemer, Encyclopedia of Chemical technology 2nd edition Vol. 2, John Wiley & Sons. Inc. New York, 1967.
11. K. Wade & A. J. Banister "The Chemistry of Al, Ga, In, and Tl" Pergamon Press 1973; 1172 p.
12. L. A. Firsanova, Tsvetn. Met, 1935, 10, 1
13. Manson Benedict, Thomas H. Pigford and Hans Wolfgang Levi "Nuclear Chemical Engineering" McGraw - Hill Book Company USA. 1981; 981 p.
14. M. J. Ferrant and R. A. McCune "High - Temperature Enthalpy and X-ray Powder Diffraction Data for Aluminium Sulfide (Al_2S_3)" US. Department of Interior; Bureau of Mines; 9 p.
15. Picon, Boll Soc chim. 1929 (IV), 45, 909; Compt rend 1929, 189, 97.
16. Stephenson, R. "Introduction to Nuclear Engineering", McGraw-Hill Company, Inc. New York, 1977.
17. W. Klemm, etc., 2 Anorg. Chem., 1984, 255, 287.



ภาคผนวก
การผลิตน้ำชนิดหนัก

ผ.1 ประวัติการผลิตน้ำชนิดหนัก

ตั้งแต่ Urey และคณะ ค้นพบดิวเทอเรียม โดยใช้วิธี Fractional Distillation of Hydrogen ในปี ค.ศ. 1931 เป็นต้นมา นักค้นคว้าวิจัย ก็มุ่งศึกษา การประยุกต์และกระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก โดยเฉพาะอย่างยิ่ง ในสมัยสงครามโลกครั้งที่สอง เมื่อพบว่าน้ำชนิดหนัก เป็น moderator อย่างดี สำหรับใส่ในปฏิกรณ์เพื่อผลิต Plutonium Taylor และคณะ ได้พัฒนาการผลิต ด้วยวิธี Electrolysis น้ำ จนได้น้ำชนิดหนัก 99% การผลิตวิธีนี้ จึงเป็นการผลิตระดับอุตสาหกรรมวิธีแรกสุด บริษัทใหญ่ที่สุดที่ผลิตด้วยวิธีนี้ ในเวลานั้น คือ Norsk Hydro Company ในนอร์เวย์ ซึ่งทำการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และได้น้ำชนิดหนัก ปีละ 1.5 เมตริกตัน เป็นผลพลอยได้จากกระบวนการ แต่การผลิต น้ำชนิดหนักด้วยวิธีนี้ ต้องใช้ไฟฟ้าราคาสูงมาก และเป็นเพียงผลพลอยได้จากกระบวนการ ผลิตก๊าซไฮโดรเจน ดังนั้น ตั้งแต่ปี ค.ศ. 1942 เป็นต้นมา กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก โดยวิธีอื่น ๆ จึงได้เข้ามาแทนที่ นับตั้งแต่สหรัฐอเมริกา และเยอรมัน เริ่มพัฒนากระบวนการ ผลิตน้ำชนิดหนักโดยการกลั่นน้ำ (Distillation of Water) ในปี ค.ศ. 1949 มีการ พัฒนาการผลิตน้ำชนิดหนัก ด้วยวิธี chemical exchange ระหว่างก๊าซแอมโมเนีย กับ ไฮโดรเจน และในปี ค.ศ. 1957 J.S. Spevack ได้จดสิทธิบัตรกระบวนการผลิต น้ำชนิดหนัก โดยการแลกที่ไอโซโทป ระหว่างไฮโดรเจนซัลไฟด์ กับ น้ำ ที่พหุอุณหภูมิ (dual-temperature exchange) และมีการพัฒนากระบวนการผลิต โดยใช้ catalyst ชนิดต่าง ๆ ตลอดระยะเวลาที่ผ่านมา ดังได้ประมวลข้อมูลโรงงานไว้ใน ตารางที่ 2.5 แล้ว

พ.2 กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก

กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักเท่าที่พัฒนาขึ้นในประเทศต่าง ๆ ทั้งในยุโรป รัสเซีย สหรัฐอเมริกา และประเทศที่กำลังพัฒนาในเอเชีย จนถึงปัจจุบัน พอจะประมวลหลักการ ได้ 3 รูปแบบด้วยกัน คือ

พ.2.1 กระบวนการกลั่น (Distillation Process) อาศัยหลักการของความแตกต่างความดันไอ (vapour pressure) ของไอโซโทปที่ผสมกันอยู่ จึงมีอัตราการระเหยแตกต่างกัน วัตถุประสงค์ในการกลั่นที่ใช้กันอยู่ คือ น้ำ และ ก๊าซไฮโดรเจน จาก โรงงานแอมโมเนีย

ตารางที่ พ.1 ค่า Separation factors ในกระบวนการกลั่นน้ำ⁽¹³⁾

Temperature, °C	Vapor pressure of H ₂ O, Torr	Vapor-pressure ratio $\frac{P_{H_2O}}{P_{D_2O}}$	Separation factor
0	4.58	1.12 ₀	1.113
10	9.21	1.08 ₇	1.098
20	17.54	1.07 ₄	1.085
30	31.8	1.06 ₆	1.074
40	55.3	1.05 ₉	1.065
50	92.5	1.052	1.056
60	149.4	1.046	1.049
70	233.7	1.040	1.043
80	355	1.035	1.037
90	526	1.030	1.032
100	760	1.026	1.027
120	1,489	1.019	1.020
140	2,711	1.013 ₅	1.014
160	4,636	1.009	1.010
180	7,521	1.005	1.006
200	11,661	1.002 ₅	1.003

ตารางที่ ม.2

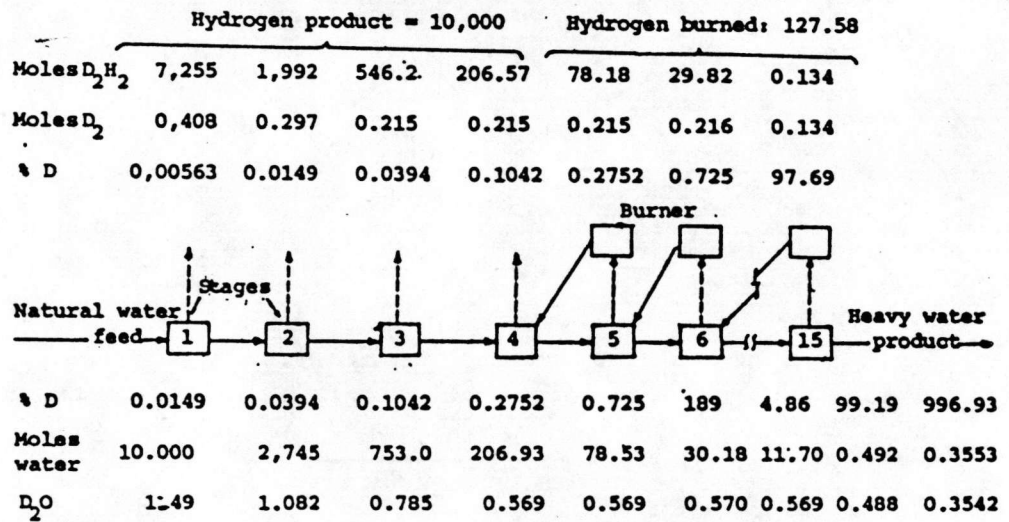
ค่า Separation factors ในกระบวนการกลั่น
ซึ่งคิดจากอัตราส่วนความดันไอของสารประกอบต่าง ๆ (13)

Compounds and function of vapor pressure	Separation factor at		Triple point		Normal boiling point, °C
	Triple point	Normal boiling point	Pressure, Torr	Temperature, °C	
ortho-H ₂ /HD	3.61	1.81	54	-259.4	-252.9
$\sqrt[3]{\text{NH}_3/\text{ND}_3}$	1.080	1.036	45.6	-77.7	-33.6
$\sqrt{\text{H}_2\text{O}/\text{D}_2\text{O}}$	1.120	1.026	4.6	0.0	100
$\sqrt{\text{H}_2\text{O}/\text{T}_2\text{O}}$	-	1.029	-	-	100
CH ₄ /CH ₃ D	1.0016	0.9965	87.5	-182.5	-161.9
$\sqrt{\text{H}_2\text{S}/\text{D}_2\text{S}}$	-	1.001	-	-	-60.7
³ He/ ⁴ He	Ratio = 70.4 at 1K, 3.08 at 3.3K				
²⁰ Ne/ ²² Ne	1.046	1.038	325	-248.6	-245.9
³⁶ A/ ⁴⁰ A	1.006	-	516	-189.4	-185.7
¹²⁸ Xe/ ¹³⁶ Xe	1.000	-	317	-111.8	-109.1
¹² CH ₄ / ¹³ CH ₄	1.0054	-	87.5	-182.5	-161.9
¹² CO/ ¹³ CO	1.0113	1.0068	111.3	-205.7	-191.3
$\sqrt{^{14}\text{N}_2/^{15}\text{N}_2}$	1.006	1.004	96.4	-209.9	-195.8
¹⁴ NH ₃ / ¹⁵ NH ₃	1.0055	1.0025	45.6	-77.7	-33.6
¹⁴ NO/ ¹⁵ NO	1.033	1.027	164.4	-163.6	-151.8
¹⁶ O/ ¹⁸ O	1.046	1.037	164.4	-163.6	-151.8
¹⁶ C/ ¹⁸ C	1.008	-	111.3	-205.7	-191.3
¹⁶ O ₂ / ¹⁶ O ¹⁸ O	-	1.0052	-	-	-183.0
H ₂ ¹⁶ O/H ₂ ¹⁸ O	1.010	1.0046	4.6	0.0	100



พ.2.2 กระบวนการแยกสลายน้ำด้วยไฟฟ้า (Electrolysis Process)

อาศัยหลักการสลายตัวของน้ำ เกิดเป็นไฮโดรเจน ที่แคโทด โดยที่อัตราการสลายตัวของน้ำชนิดหนัก จะต่ำกว่า ดังนั้น น้ำใน Cell ก็จะมีปริมาณของน้ำชนิดหนักเข้มข้นขึ้นเรื่อย ๆ แต่ถ้าทำหลาย stage ก๊าซที่ได้ในตอนหลัง ๆ จะมีปริมาณของคิวเทอริยมสูงชันด้วย จึงใช้วิธีเผาแก๊สนั้นให้กลับคืนไปอยู่ในรูปของน้ำชนิดหนัก ส่งกลับเข้า Cell ไปอีก



รูปที่ พ.1 แสดง Electrolytic cascade ^(1/3)

พ.2.3 กระบวนการแลกเปลี่ยนทางเคมี (Chemical Exchange Process)

อาศัยหลักการแลกเปลี่ยนไอโซโทป ระหว่างน้ำ กับ ก๊าซ ซึ่งเป็นสารประกอบของไฮโดรเจน ที่อุณหภูมิ ระหว่าง 0 - 200 °c ซึ่งมีค่า separation factor ต่างกัน

ตารางที่ ม.3

ค่า Separation factors ของการแยกที่ไอโซโทประหว่างของเหลวกับไอของของเหลว (13)

Reactants Liquid Gas	Products Liquid Gas	α/K	Separation factor						Ratio 25°C 125°C
			0°C	25°C	50°C	100°C	125°C	200°C	
$H_2O + NH_2D = HDO + NH_3$		$\frac{3}{2}$	1.02	1.00	1.00	0.99	0.99	0.99	1.01
$H_2O + PH_2D = HDO + PH_3$		$\frac{3}{2}$	2.71	2.44	2.27	2.04	1.96	1.78	1.24
$H_2O + HDS = HDO + H_2S$		1	2.60	2.37	2.19	1.94	1.84	1.64	1.29
$H_2O + DCl = HDO + HCl$		$\frac{1}{2}$	2.87	2.51	-	-	1.88	-	1.34
$H_2O + DBr = HDO + HBr$		$\frac{1}{2}$	3.57	3.07	-	-	2.18	-	1.41
$H_2O + DI = HDO + HI$		$\frac{1}{2}$	4.56	3.84	-	-	2.58	-	1.49
$H_2O + HD = HDO + H_2$		1	4.53	3.81	3.30	2.65	2.43	1.99	1.57

ม.3 การเปรียบเทียบกระบวนการผลิตเพื่อหาความเหมาะสมในการดำเนินการในประเทศไทย

กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักแต่ละวิธี มีรายละเอียดข้อแตกต่าง ซึ่งผู้ผลิตเลือกตามความเหมาะสมกับสภาพและความต้องการปริมาณการผลิต การเลือกกระบวนการผลิต จึงต้องพิจารณาข้อดี และข้อจำกัดของแต่ละกระบวนการ แล้วประเมินตามความเหมาะสม สำหรับแต่ละแหล่งผลิต เป็นกรณีไป

ม.3.1 ข้อดีและข้อจำกัดของกระบวนการผลิตแบบต่าง ๆ

ก. กระบวนการผลิตด้วยการกลั่นน้ำ

ข้อดี - มีแหล่งวัตถุดิบไม่จำกัด เพราะใช้ steam condensate ซึ่งอาจจะนำมาจากน้ำทะเล

- เครื่องมือที่ใช้ดำเนินการไม่ซับซ้อน เพราะเป็น fractional distillation และควบคุมได้ง่าย
- มีกำลังผลิตไม่จำกัดปริมาณ
- ไม่มีอันตรายจากกระบวนการผลิต

ข้อจำกัด

- ค่า recovery ต่ำ ประมาณ 2-5% เนื่องจาก separation factors ของ H_2O กับ HDO แตกต่างกันไม่มาก
- ต้องลงทุนเครื่องมือขนาดใหญ่มาก เพราะใช้น้ำธรรมชาติ ที่มีปริมาณน้ำชนิดหนักน้อย และค่า recovery ต่ำ
- ต้องใช้พลังงานความร้อนมาก เพราะต้องระเหยน้ำ ปริมาณมาก ทำให้ต้นทุนสูง
- ใช้เวลานาน ประมาณ 75-100 วัน จึงจะถึง equilibrium

ข. กระบวนการผลิตด้วยการกลั่นไฮโดรเจน

ข้อดี

- ค่า recovery สูงประมาณ 90%
- ถึง equilibrium ได้รวดเร็ว ในเวลาเพียง 4-5 ชั่วโมง
- ต้นทุนการดำเนินการผลิตต่อหน่วย ต่ำกว่าแบบอื่น เมื่อไม่คิดต้นทุนการสร้างโรงงาน

ข้อจำกัด

- ต้องดำเนินการผลิตที่อุณหภูมิต่ำกว่า - 250 เซลเซียส ซึ่งมีปัญหา
- กำลังผลิตขึ้นอยู่กับแหล่งของไฮโดรเจน ซึ่งได้มาจาก กระบวนการผลิตอื่น เช่น แอมโมเนีย ซึ่งได้ปริมาณ คิวเทอริยมไม่มาก เมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น
- ก๊าซไฮโดรเจนอาจจะระเบิดได้

ค. กระบวนการผลิตด้วยการแยกสลายน้ำด้วยไฟฟ้า

ข้อดี

- ค่า recovery สูง ใช้ผลิตน้ำชนิดหนักได้
เข้มข้นถึง 99.8%
- ถึง equilibrium ได้รวดเร็ว
- ได้ product บริสุทธิ์

ข้อจำกัด

- ปริมาณการผลิตขึ้นกับกำลังผลิตก๊าซไฮโดรเจน
- ต้นทุนสูง เพราะต้องใช้ไฟฟ้า ถ้าหากลงทุน
เพื่อผลิตน้ำชนิดหนักอย่างเดียว จะต้องใช้
ไฟฟ้า ประมาณ 4836 kWh ต่อน้ำชนิดหนัก
1 กรัม
- เหมาะสำหรับการเพิ่มความเข้มข้นในขั้นสุดท้าย
มากกว่า

ง. กระบวนการผลิตด้วยการแลกเปลี่ยนที่ใช้สารเร่งปฏิกิริยา

ข้อดี

- ใช้วัตถุดิบจากโรงงานที่ผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้
โดยไม่มีการสูญเสีย
- อุปกรณ์ที่ใช้ในการดำเนินการไม่ซับซ้อน และ
ควบคุมง่าย
- ต้นทุนการผลิตต่ำ

ข้อจำกัด

- กำลังผลิตขึ้นอยู่กับปริมาณของก๊าซไฮโดรเจน
ที่ป้อนจากโรงงานอื่น
- ใช้เวลานานถึง 240 วัน จึงจะถึง equilibrium
- ต้องเตรียม catalyst

จ. กระบวนการผลิตด้วยการแลกที่ไอโซโทปด้วยก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์

ข้อดี.

- เป็นโรงงาน เฉพาะการผลิตน้ำชนิดหนัก จึงมีกำลังผลิตไม่จำกัด
- ใช้วัตถุดิบ คือ น้ำในธรรมชาติได้
- ไม่มีการสูญเสียของสารที่ใช้ในกระบวนการผลิต เนื่องจาก เป็นระบบไหลเวียนแบบปิด
- สามารถปรับปรุงลดต้นทุนการผลิตด้านการใช้พลังงานด้วยการใช้ heat exchanger

ข้อจำกัด

- การควบคุม เงื่อนไขตัวแปรการผลิตค่อนข้างซับซ้อน เนื่องจากใช้ความดันและอุณหภูมิสูง
- ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์กัดกร่อนอุปกรณ์ ต้องใช้ stainless steel no.316 ซึ่งราคาแพง

ผ.4 เหตุผลในการเลือกพัฒนากระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักโดยวิธีแลกที่ไอโซโทประหว่าง
ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์กับน้ำ

เมื่อประมวลข้อมูลทางการผลิต และ ข้อมูลเกี่ยวกับแผนการพัฒนาแหล่งพลังงานในอนาคต ผนวกกับ ความต้องการที่จะพึ่งตัวเองในทางนิวเคลียร์เทคโนโลยี โดยใช้วัสดุ นิวเคลียร์ในธรรมชาติที่มีอยู่ในประเทศไทย ตลอดจนดูตัวอย่างแผนพัฒนานิวเคลียร์เทคโนโลยี ในประเทศกำลังพัฒนาทั้งหลาย กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก เพื่อใช้ปฏิกิริยานิวเคลียร์ แบบที่ใช้เชื้อเพลิงยูเรเนียมในธรรมชาติได้ จะต้องมีกำลังผลิตมากพอ และเป็นโรงงานที่เป็นเอกเทศ ไม่ใช่โรงงานที่อิงอาศัยวัตถุดิบจากโรงงานอื่น ๆ ซึ่งเป็นตัวกำเนิดกำลังผลิต โดยเฉพาะอย่างยิ่ง ต้องใช้วัตถุดิบ คือ แหล่งน้ำธรรมชาติในประเทศไทย กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักที่เหมาะสมกับภาวะ ข้อมูลเหล่านี้จึงได้แก่ วิธี การแลกที่ไอโซโทป ระหว่างก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ กับน้ำ ที่ พหุอุณหภูมิ ด้วยเหตุผลที่ว่า เป็นกระบวนการผลิตที่สามารถสร้างโรงงาน เป็นเอกเทศ มีกำลังผลิต ไม่จำกัด เพราะใช้วัตถุดิบ คือ น้ำธรรมชาติ และเมื่อสร้างเครื่องเสร็จแล้ว ไม่มีการสูญเสีย

ของมวลสารในระบบ นอกเหนือไปจากการใส่ feed เข้าไปเพื่อให้ได้ product
แม้ว่าจะมีปัญหาเรื่องการกัดกร่อน แต่ก็สามารถพัฒนาให้ถึงขั้นใช้งานได้ เฉกเช่นเดียวกับ
ที่นานาประเทศกระทำกันอยู่ ซึ่งประมวลได้ว่า ประมาณ 90% ของน้ำชนิดหนักที่ใช้ใน
ปฏิกรณ์ในโลก ผลิตขึ้นต้นมาด้วยวิธีการนี้

ประวัติผู้เขียน

- ชื่อ - นายบุญสืบ ราชรัตนารักษ์
- วัน/เดือน/ปี/สถานที่เกิด - 20 กุมภาพันธ์ 2504 นครราชสีมา
- การศึกษา - ประโยคมัธยมศึกษาตอนปลาย จาก โรงเรียน
วัดเขมาภิรตาราม นนทบุรี
- กศ.บ. (เคมี) มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ บางเขน
- ประกาศนียบัตรบัณฑิต สาขาวิชานิวเคลียร์เทคโนโลยี
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย 2525
- ตำแหน่งและสถานที่ทำงาน - นักวิชาการ ประจำ สาขาวิจัยอุตสาหกรรมวิศวกรรม
สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย

