

บทที่ ๓  
การผลิตน้ำชนิดหนัก



๓.1 ประวัติการผลิตน้ำชนิดหนัก

ตั้งแต่ Urey และคณะค้นพบดิวเทอเรียม โดยใช้วิธี Fractional Distillation of Hydrogen ในปี ค.ศ. 1931 เป็นต้นมา นักค้นคว้าวิจัยก็มุ่งศึกษาการประยุกต์และกระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก โดยเฉพาะอย่างยิ่งในสมัยสงครามโลกครั้งที่สอง เมื่อพบว่าน้ำชนิดหนักเป็น moderator อย่างดีสำหรับใส่ในปฏิกิริยาเพื่อผลิต Plutonium Taylor และคณะได้พัฒนาการผลิตด้วยวิธี Electrolysis น้ำ จนได้น้ำชนิดหนัก 99% การผลิตวิธีนี้จึง เป็นการผลิตระดับอุตสาหกรรมวิธีแรกสุด บริษัทใหญ่ที่สุดที่ผลิตด้วยวิธีนี้ในเวลา นั้นคือ Norsk Hydro Company ในนอร์เวย์ ซึ่งทำการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และได้น้ำชนิดหนัก บีละ 1.5 เมตริกตัน เป็นผลพลอยได้จากกระบวนการ แต่การผลิตน้ำชนิดหนักด้วยวิธีนี้ ต้อง ใช้ไฟฟ้าราคาสูงมาก และเป็นเพียงผลพลอยได้จากกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ดังนั้น ตั้งแต่ปี ค.ศ. 1942 เป็นต้นมา กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักโดยวิธีอื่น ๆ จึงได้เข้ามาแทนที่ นับตั้งแต่สหรัฐอเมริกาและเยอรมัน เริ่มพัฒนากระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักโดยการกลั่นน้ำ (Distillation of Water) ในปี ค.ศ. 1949 มีการพัฒนาการผลิตน้ำชนิดหนักด้วยวิธี chemical exchange ระหว่างก๊าซแอมโมเนีย กับ ไฮโดรเจน และในปี ค.ศ. 1957 J.S. Spevack ได้จดสิทธิบัตรกระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก โดยการแลกเปลี่ยนไอโซโทป ระหว่างไฮโดรเจนซัลไฟด์กับน้ำที่พหุอุณหภูมิ (dual-temperature exchange) และมีการ พัฒนากระบวนการผลิต โดยใช้ catalyst ชนิดต่าง ๆ ตลอดระยะเวลาที่ผ่านมา ดังได้ ประมวลข้อมูลโรงงานไว้ในตารางที่ 2.5 แล้ว

### 3.2 กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก

กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักเท่าที่พัฒนาขึ้นในประเทศต่าง ๆ ทั้งในยุโรป สหรัฐอเมริกา รัสเซีย และประเทศที่กำลังพัฒนาในเอเชียจนถึงปัจจุบัน พอจะประมวลหลักการได้ 3 รูปแบบด้วยกันคือ

3.2.1 กระบวนการกลั่น (Distillation Process) อาศัยหลักการของความแตกต่างความดันไอ (vapour pressure) ของไอโซโทปที่ผสมกันอยู่ จึงมีอัตราการระเหยแตกต่างกัน วัตถุดิบในการกลั่นที่ใช้กันอยู่ คือ น้ำ และ ก๊าซไฮโดรเจนจากโรงงานแอมโมเนีย

#### ตารางที่ 3.1

ค่า Separation factors ในกระบวนการกลั่นน้ำ ( 20 )

Temperature, °C	Vapor pressure of H <sub>2</sub> O, Torr	Vapor-pressure ratio $\frac{P_{H_2O}}{P_{D_2O}}$	Separation factor
0	4.58	1.12 <sub>0</sub>	1.113
10	9.21	1.08 <sub>7</sub>	1.098
20	17.54	1.07 <sub>4</sub>	1.085
30	31.8	1.06 <sub>6</sub>	1.074
40	55.3	1.05 <sub>9</sub>	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 <sub>5</sub>	1.014
160	4,636	1.009	1.010
180	7,521	1.005	1.006
200	11,661	1.002 <sub>5</sub>	1.003

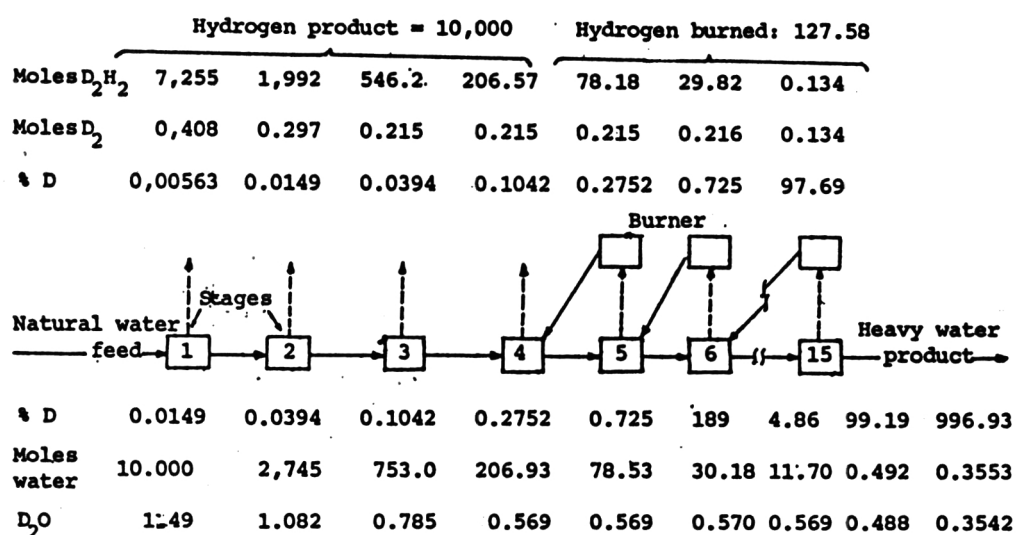
ตารางที่ 3.2

ค่า separation factors ในกระบวนการกลั่น

ซึ่งคิดจากอัตราส่วนความดันไอของสารประกอบต่างๆ ( 20 )

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 <sub>2</sub> /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 <sub>4</sub> /CH <sub>3</sub> 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
<sup>3</sup> He/ <sup>4</sup> He	Ratio = 70.4 at 1K, 3.08 at 3.3K				
<sup>20</sup> Ne/ <sup>22</sup> Ne	1.046	1.038	325	-248.6	-245.9
<sup>36</sup> A/ <sup>40</sup> A	1.006	-	516	-189.4	-185.7
<sup>128</sup> Xe/ <sup>136</sup> Xe	1.000	-	317	-111.8	-109.1
<sup>12</sup> CH <sub>4</sub> / <sup>13</sup> CH <sub>4</sub>	1.0054	-	87.5	-182.5	-161.9
<sup>12</sup> CO/ <sup>13</sup> 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
<sup>14</sup> NH <sub>3</sub> / <sup>15</sup> NH <sub>3</sub>	1.0055	1.0025	45.6	-77.7	-33.6
<sup>14</sup> NO/ <sup>15</sup> NO	1.033	1.027	164.4	-163.6	-151.8
N <sup>16</sup> O/N <sup>18</sup> O	1.046	1.037	164.4	-163.6	-151.8
C <sup>16</sup> O/C <sup>18</sup> O	1.008	-	111.3	-205.7	-191.3
<sup>16</sup> O <sub>2</sub> / <sup>16</sup> O <sup>18</sup> O	-	1.0052	-	-	-183.0
H <sub>2</sub> <sup>16</sup> O/H <sub>2</sub> <sup>18</sup> O	1.010	1.0046	4.6	0.0	100

3.2.2 กระบวนการแยกสลายน้ำด้วยไฟฟ้า (Electrolysis Process) อาศัยหลักการสลายตัวของน้ำ เกิดเป็นไฮโดรเจนที่แคโทด โดยที่อัตราการสลายตัวของน้ำชนิดหนักจะต่ำกว่า ดังนั้นน้ำใน cell ก็จะมีปริมาณของน้ำชนิดหนักเข้มข้นขึ้นเรื่อย ๆ แต่ถ้าทำหลาย stage ก๊าซที่ได้ในคอนหลัง ๆ จะมีปริมาณของคิวเทอริยมสูงขึ้นด้วย จึงใช้วิธีเผาที่นั่นให้กลับคืนไปอยู่ในรูปของน้ำชนิดหนัก ส่งกลับเข้า cell ไปอีก



รูปที่ 3.1

แสดง Electrolytic cascade (20)

3.2.3 กระบวนการแลกเปลี่ยนทางเคมี (Chemical Exchange Process) อาศัยหลักการแลกเปลี่ยนไอโซโทประหว่างน้ำกับก๊าซซึ่งเป็นสารประกอบของไฮโดรเจน ที่อุณหภูมิระหว่าง 0-200°C ซึ่งมีค่า separation factor ต่างกัน

## ตารางที่ 3.3

ค่า Separation factors ของการแยกที่ไอโซโทประหว่างของเหลวกับไอของของเหลว ( 20 )

Reactants	Products	$\alpha/K$	Separation factor						Ratio $\frac{25^\circ\text{C}}{125^\circ\text{C}}$
			0°C	25°C	50°C	100°C	125°C	200°C	
Liquid Gas	Liquid Gas								
$\text{H}_2\text{O} + \text{NH}_2\text{D} = \text{HDO} + \text{NH}_3$		$\frac{3}{2}$	1.02	1.00	1.00	0.99	0.99	0.99	1.01
$\text{H}_2\text{O} + \text{PH}_2\text{D} = \text{HDO} + \text{PH}_3$		$\frac{3}{2}$	2.71	2.44	2.27	2.04	1.96	1.78	1.24
$\text{H}_2\text{O} + \text{HDS} = \text{HDO} + \text{H}_2\text{S}$		1	2.60	2.37	2.19	1.94	1.84	1.64	1.29
$\text{H}_2\text{O} + \text{DCI} = \text{HDO} + \text{HCl}$		$\frac{1}{2}$	2.87	2.51	-	-	1.88	-	1.34
$\text{H}_2\text{O} + \text{DBr} = \text{HDO} + \text{HBr}$		$\frac{1}{2}$	3.57	3.07	-	-	2.18	-	1.41
$\text{H}_2\text{O} + \text{DI} = \text{HDO} + \text{HI}$		$\frac{1}{2}$	4.56	3.84	-	-	2.58	-	1.49
$\text{H}_2\text{O} + \text{HD} = \text{HDO} + \text{H}_2$		1	4.53	3.81	3.30	2.65	2.43	1.99	1.57

## 3.3 การเปรียบเทียบกระบวนการผลิต เพื่อหาความเหมาะสมในการดำเนินการในประเทศไทย

กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักแต่ละวิธีมีรายละเอียดข้อแตกต่าง ซึ่งผู้ผลิตเลือกตามความเหมาะสมกับสภาพและความต้องการปริมาณการผลิต การเลือกกระบวนการผลิตจึงต้องพิจารณาข้อดีและข้อจำกัดของแต่ละขบวนการ แล้วประเมินตามเหมาะสม สำหรับแต่ละแหล่งผลิต เป็นกรณีไป

## 3.3.1 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 เพราะใช้น้ำธรรมชาติที่มีปริมาณน้ำชนิดหนักน้อย และค่า recovery ต่ำ
- ต้องใช้พลังงานความร้อนมาก เพราะต้องระเหยน้ำปริมาณมาก ทำให้ต้นทุนสูง
- ใช้เวลานานประมาณ 75-100 วันจึงจะถึง equilibrium

## ข. กระบวนการผลิตด้วยการกลั่นไฮโดรเจน

ข้อดี

- ค่า recovery สูงประมาณ 90%
- ถึง equilibrium ได้รวดเร็วในเวลาเพียง 4-5 ชั่วโมง
- ต้นทุนการดำเนินการผลิตต่อหน่วยต่ำกว่าแบบอื่น เมื่อไม่คิดต้นทุนการสร้างโรงงาน

ข้อจำกัด

- ต้องดำเนินการผลิตที่อุณหภูมิต่ำมากกว่า  $-250^{\circ}C$  ซึ่งมีปัญหามาก
- กำลังผลิตขึ้นอยู่กับแหล่งของไฮโดรเจนซึ่งได้มาจากกระบวนการผลิตอื่น เช่น แอมโมเนีย ซึ่งได้ปริมาณดีวเทอเรียมไม่มากเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น
- ก๊าซไฮโดรเจนอาจจะระเบิดได้

## ค. กระบวนการผลิตด้วยการแยกสลายน้ำด้วยไฟฟ้า

ข้อดี

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

- ข้อจำกัด
- ปริมาณการผลิตขึ้นกับกำลังผลิตก๊าซไฮโดรเจน
  - ต้นทุนสูง เพราะต้องใช้ไฟฟ้า ถ้าหากลงทุนเพื่อผลิตน้ำชนิดหนักอย่างเดียวจะต้องใช้ไฟฟ้า ประมาณ 4836 kWh ต่อน้ำหนัก 1 กรัม
  - เหมาะสำหรับการเพิ่มความเข้มข้นในขั้นสุดท้ายมากกว่า

ง. กระบวนการผลิตด้วยการแลกเปลี่ยนที่ไซซาร์ เร่งปฏิกิริยา

- ข้อดี
- ใช้วัตถุดิบจากโรงงานที่ผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้โดยไม่มี การสูญเสีย
  - อุปกรณ์ที่ใช้ในการดำเนินการไม่ซับซ้อน และควบคุมง่าย
  - ต้นทุนการผลิตต่ำ

- ข้อจำกัด
- กำลังผลิตขึ้นอยู่กับปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนที่ป้อนจาก โรงงานอื่น
  - ใช้เวลานานถึง 240 วัน จึงจะถึง equilibrium
  - ต้องเตรียม catalyst

จ. กระบวนการผลิตด้วยการแลกเปลี่ยนที่ไอโซโทปด้วยก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์

- ข้อดี
- เป็นโรงงาน เฉพาะการผลิตน้ำชนิดหนักจึงมีกำลังผลิต ไม่จำกัด
  - ใช้วัตถุดิบ คือน้ำในธรรมชาติได้
  - ไม่มีการสูญเสียของสารที่ใช้ในกระบวนการผลิต เนื่องจาก เป็นระบบไหลเวียนแบบปิด
  - สามารถปรับปรุงลดต้นทุนการผลิตด้านการใช้พลังงานด้วยการ ใช้ heat exchanger

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

#### 3.4 เหตุผลในการเลือกพัฒนากระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักโดยวิธีแลกเปลี่ยนไอโซโทประหว่างก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์กับน้ำ

เมื่อประมวลข้อมูลทางการผลิตและข้อมูล เกี่ยวกับแผนการพัฒนาแหล่งพลังงานในอนาคต ผนวกกับความต้องการที่จะพึ่งตัวเองในทางนิวเคลียร์เทคโนโลยี โดยใช้วัสดุนิวเคลียร์ในธรรมชาติที่มีอยู่ในประเทศไทย ตลอดจนดูตัวอย่างแผนพัฒนานิวเคลียร์เทคโนโลยีในประเทศกำลังพัฒนาทั้งหลาย กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักเพื่อใช้ปฏิกรณ์นิวเคลียร์แบบที่ใช้เชื้อเพลิงยูเรเนียมในธรรมชาติได้ จะต้องมีการผลิตมากพอ และเป็นโรงงานที่เป็นเอกเทศ ไม่ใช่โรงงานที่อิงอาศัยวัตถุดิบจากโรงงานอื่น ๆ ซึ่งเป็นตัวกำเนิดกำลังผลิต โดยเฉพาะอย่างยิ่งต้องใช้วัตถุดิบคือแหล่งน้ำธรรมชาติในประเทศ กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักที่เหมาะสมกับภาวะข้อมูลเหล่านี้จึงได้แก่ วิธี การแลกเปลี่ยนไอโซโทป ระหว่างก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์กับน้ำที่พหุอุณหภูมิ ด้วยเหตุผลที่ว่า เป็นกระบวนการผลิตที่สามารถสร้างโรงงานเป็นเอกเทศ มีกำลังผลิตไม่จำกัด เพราะใช้วัตถุดิบ คือ น้ำธรรมชาติ และเมื่อสร้างเครื่องเสร็จแล้ว ไม่มีการสูญเสียของมวลสารในระบบนอกเหนือไปจากการใส่ feed เข้าไปเพื่อให้ได้ product แม้ว่าจะมีปัญหาเรื่องการกัดกร่อน แต่ก็สามารถพัฒนาให้ถึงขั้นใช้งานได้เฉกเช่นเดียวกับที่นานาประเทศกระทำกันอยู่ ซึ่งประมวลได้ว่าประมาณ 90% ของน้ำชนิดหนักที่ใช้ในปฏิกรณ์ในโลก ผลิตขึ้นต้นมาด้วยวิธีการนี้