

กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก



3.1 กระบวนการผลิตน้ำชนิดหนัก แบ่งออกเป็น

การกลั่นน้ำ (Distillation of water)

อาศัยหลักการ กลั่นลำดับส่วน (fractional distillation) ของน้ำ โดยอาศัยความแตกต่างของจุดเดือดระหว่าง H_2O และ HDO

การกลั่นไฮโดรเจน (Distillation of hydrogen)

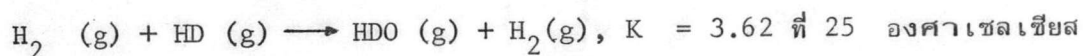
เนื่องจาก H_2 และ HD เมื่อถูกทำให้เป็นของเหลว จะกลายเป็นสารละลายที่สมบูรณ์ (perfect solution) และจะมีความดันไอต่างกัน จึงสามารถแยก HD ออกจาก H_2 ได้โดยการกลั่นลำดับส่วน (fractional distillation)

การแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า (Electrolysis of water)

อาศัยหลักการว่า เมื่อผ่านกระแสไฟฟ้าในน้ำจะเกิดการแยกตัวของไฮโดรเจน และออกซิเจน เนื่องจาก D มีมวลมากกว่า $\frac{1}{2}H$ ดังนั้น $\frac{1}{2}H$ จึงเคลื่อนที่ไปที่ขั้วลบ (Cathode) เร็วกว่า D กลายเป็นแก๊สไฮโดรเจนทำให้ในน้ำมีความเข้มข้นของดิวทีเรียมมากขึ้นเรื่อย ๆ สำหรับวิธีแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้านี้เป็นวิธีการผลิต ซึ่งใช้ประกอบกับกระบวนการผลิตอื่น ๆ เพื่อให้ได้ความเข้มข้นของดิวทีเรียมถึง 99 เปอร์เซ็นต์ D_2O

กระบวนการแลกเปลี่ยนทางเคมี (chemical exchange process)

เมื่อ H_2 , HD และไอน้ำถูกผ่านไปบนแพลทินัมหรือนิกเกิลที่เหมาะสม ดิวทีเรียมจะถูกถ่ายเทจาก HD เป็น HDO ดังสมการ



HDO ที่เกิดขึ้นจะถูกดูดซับโดยน้ำ (Scrubbing) เมื่อเริ่มเดินเครื่องตามวิธีนี้จะมีหอคอยแบบไหลสวนทาง (Counter Current towers) ของ $H_2O (g)$ และ HD ควบคู่กับการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า จะทำให้ดิวทีเรียมที่ได้มีความเข้มข้นสูงขึ้น

นอกจากนี้ยังมีกรรมวิธีการผลิตอื่น ๆ อีก เช่น การแลกเปลี่ยนโดยใช้ตัวเร่ง (Catalytic exchange) ของแอมโมเนีย (Ammonia) เมอแคปแทน (mercaptane) ฟอสฟีน

(Phosphine) หรือไซโคล เฮกเซน (Cyclohexane) เป็นต้น

3.1.1 การกลั่นน้ำ (Distillation of Water) การกลั่นน้ำเป็นกระบวนการในการผลิตที่ได้มีการพัฒนาขึ้นเริ่มแรก เนื่องจากเป็นวิธีที่ง่ายต่อการเดินเครื่องและสามารถพัฒนาด้วยความแน่ใจว่าจะประสบผลสำเร็จ เครื่องมือที่ใช้ก็ไม่สลับซับซ้อนเท่าใดนัก แต่หลังจากที่มีการพัฒนาวิธีการผลิตน้ำชนิดหนักวิธีอื่นขึ้นมา วิธีการกลั่นก็ล้าสมัยและไม่ประหยัด น้ำตามธรรมชาติ (normal water) จะมีดิวทีเรียมประมาณ 130 - 150 ส่วนในล้านส่วน (ppm) ซึ่งส่วนใหญ่จะอยู่ในรูป HDO เมื่อทำการกลั่นลำดับส่วนน้ำ (H_2O) จะระเหยเป็นไอมากกว่าในของเหลวจึงมี HDO มากขึ้น

น้ำประกอบด้วยโมเลกุล 3 ชนิด คือ H_2O , HDO และ D_2O เมื่อทำการกลั่นน้ำ ค่าสัมประสิทธิ์การแยก (Separation factor, α) จะมีค่าเท่ากับ

$$\alpha = \left[\frac{X_{HDO} + 2X_{D_2O}}{2X_{H_2O} + X_{HDO}} \right] \left[\frac{2Y_{H_2O} + Y_{HDO}}{Y_{HDO} + 2Y_{D_2O}} \right]$$

Urey พบว่า สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์การแยก ในรูปของความดันไอ (Vapor Pressure, P) ของ H_2O และ D_2O โดย

$$\alpha = \frac{\sqrt{P_{H_2O}}}{\sqrt{P_{D_2O}}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{HDO}} = \frac{P_{HDO}}{P_{D_2O}}$$

- เมื่อ
1. ส่วนของเหลวและส่วนที่เป็นไอน้ำ ต้องเป็น Ideal Solution
 2. ความดันไอของ HDO เป็น Geometric mean ของความดันไอของ H_2O และ D_2O
 3. ค่าคงที่ของสมดุล (equilibrium constant) ของปฏิกิริยา $H_2O + D_2O \rightleftharpoons 2 HDO$ ในส่วนที่เป็นของเหลวมีค่าเท่ากับ 4.0

Temperature °C	Vapor pressure of H ₂ O, Torr	Vapor-pressure ratio		Separation factor	
		$\sqrt{p_{H_2O}/p_{D_2O}}$		Measured C11	Correlated R8
		Kirshenbaum K2	Combs et al. C11		
0	4.58	1.12 ₀			1.113
10	9.21	1.08	1.094	1.100	1.098
20	17.54	1.07	1.082	1.087	1.085
30	31.8	1.06	1.071	1.074	1.074
40	55.3	1.05	1.063	1.062	1.065
50	92.5	1.052	1.055	1.051	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			1.014
160	4,636	1.009			1.010
180	7,521	1.005			1.006
200	11,661	1.002			1.003
220	17,400	1.000			
240	25,100	0.997			

ตารางที่ 3.1 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแยกของกระบวนการกลั่นน้ำ

เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์การแยกจะเพิ่มขึ้น เมื่อความดันลดลง ดังนั้นจึงเหมาะสมที่จะเดินเครื่อง กลั่นที่ความดันต่ำกว่าบรรยากาศ แต่ก็ เป็นเหตุให้เครื่องมือและท่อกลั่นที่ใช้มีขนาดใหญ่ เพื่อที่จะควบคุมอัตราการไหลของไอที่ความดันต่ำ ๆ ในทางปฏิบัติต้องทำ economic balance สำหรับโรงกลั่นน้ำที่ Manhattan District ใช้ค่าความดันที่ท่อกลั่นส่วนบนอยู่ระหว่าง 50 และ 125 มิลลิเมตรปรอท ส่วนความดันที่ก้นท่อกลั่นมีค่าระหว่าง 300 และ 600 มิลลิเมตรปรอท

จะ เห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์การแยกมีค่าต่ำมากจึงทำให้

1. จำนวน Plates ในทางทฤษฎีที่ใช้สูงมาก
2. ใช้น้ำในการกลั่นเป็นจำนวนมาก
3. Column มีขนาดใหญ่
4. ต้องใช้ไอน้ำเป็นปริมาณมาก

Benedict ได้เสนอการคำนวณจำนวน Plates ต่ำสุด ดังนี้

$$\text{จำนวน Plates ต่ำสุด} = \frac{\ln \left[\frac{X_P}{X_F} \cdot \frac{1 - X_F}{1 - X_P} \right]}{\ln \alpha} = 309$$

เมื่อ X_F คือความเข้มข้นของดิวทีเรียมที่เข้า = 0.00014

X_P คือความเข้มข้นของดิวทีเรียมที่ผลิตได้ = 0.998

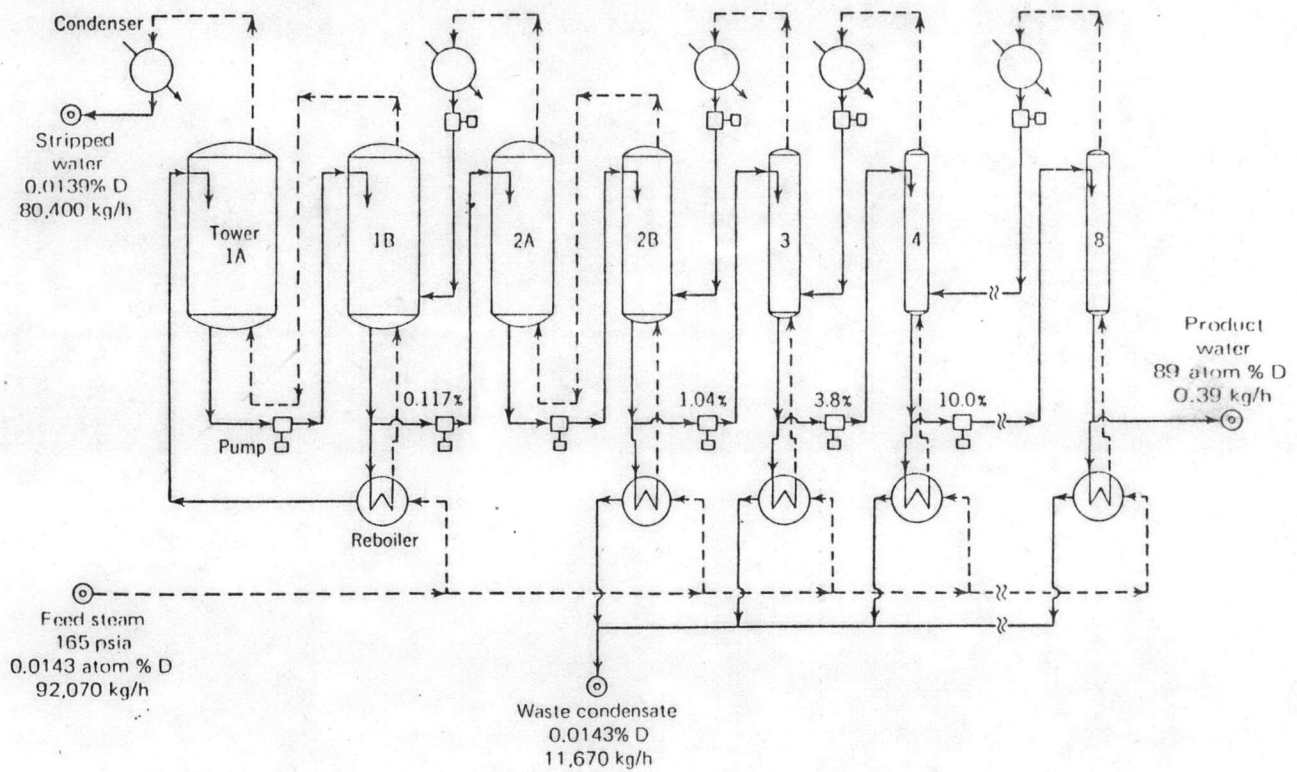
แต่จำนวน plates ในทางปฏิบัติจะมีค่ามากกว่าในทางทฤษฎีประมาณ 2 เท่าคือ ประมาณ 700 plates

$$\begin{aligned} \text{จำนวนไอน้ำต่ำสุดที่ใช้} &= \frac{\alpha}{\alpha - 1} \frac{X_P - X_F}{X_F} \\ &= \left(\frac{1.05}{0.05} \right) \left(\frac{0.99786}{0.00014} \right) = 150,000 \text{ ปอนด์} \end{aligned}$$

ซึ่งในทางปฏิบัติจะใช้ไอน้ำประมาณ 200,000 ถึง 250,000 ปอนด์

สำหรับโรงงานแบบนี้สร้างขึ้นด้วยวัตถุประสงค์ที่จะผลิตน้ำชนิดหนักให้ได้ จึงเลือกวิธีที่ง่ายและมั่นใจมากกว่าพิจารณาด้านราคา โรงงานแบบนี้ออกแบบและสร้างโดย E.I. du Pont de

Nemours รวม 3 โรงงานด้วยกันในปี ค.ศ. 1944 คือที่ Morgantown Ordnance Works W. Va, (M.O.W.) ที่ Alabama Ordnance Works, (A.O.W.) และที่ Wabash River Ordnance Work, Ind (W.R.O.W.) ซึ่งทุกโรงงานต่างกันที่ขนาดของโรงงานเท่านั้น ทุกโรงงาน จะประกอบด้วยหอกลั่นสูญญากาศต่อลำดับกัน 8 stages ดังรูป



รูปที่ 3.1 แสดงแผนผังการผลิต D_2O โดยวิธีการกลั่นน้ำที่ Morgantown



Tower	Number in parallel	Diameter ⁺	No. of plates	kg. vapor/h	Pressure, Torr		a/o deuterium, bottom
					Top	Bottom	
1A	5	15 ft	80	(80,400)	67	238	
1B	5	12 ft	90	80,400	238	536	0.117
2A	1	10.5 ft	72	(9,620)	129	340	
2B	1	8 ft	83	9,620	340	645	1.40
3	1	3.3 ft	72	1,380	124	343	3.8
4	1	1.5 ft	72 [‡]	330	127	440	10.0
5	1	10 in	72 [‡]	85	127	340	11.5
6	1	10 in	72 [‡]	85	124	328	21.2
7	1	10 in	72 [‡]	90	124	333	56.4
8	1	10 in	72 [‡]	90	127	308	89
Total	18		757	92,070			

⁺ 1 ft = 12 in = 30.48 cm.

[‡] Number of theoretical plates in packed column.

ตารางที่ 3.2 แสดงจำนวนทอกสั้นของโรงงานที่ Morgantown

โรงงานกลั่นน้ำนี้เพิ่มความเข้มข้นของดิวทีเรียมจาก 0.0143 อะตอมเปอร์เซ็นต์ จนถึง 87 - 91 อะตอมเปอร์เซ็นต์ และจะใช้วิธีการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้าต่จนได้ดิวทีเรียม 99.8 อะตอมเปอร์เซ็นต์ ผลผลิตจาก 3 โรงงานรวมกันได้ 1.2 ตันต่อเดือน

3.1.2 การกลั่นไฮโดรเจน (Distillation of hydrogen)

เป็นวิธีผลิตน้ำชนิดหนักที่น่าสนใจมากค่าสัมประสิทธิ์การแยกค่อนข้างสูง ($\alpha = 1.75$ ที่จุดเดือดปกติ) เมื่อเทียบกับวิธีกลั่นน้ำ ($\alpha = 1.026$ ที่จุดเดือดปกติ) แต่วิธีนี้ก็ยังมีข้อจำกัด

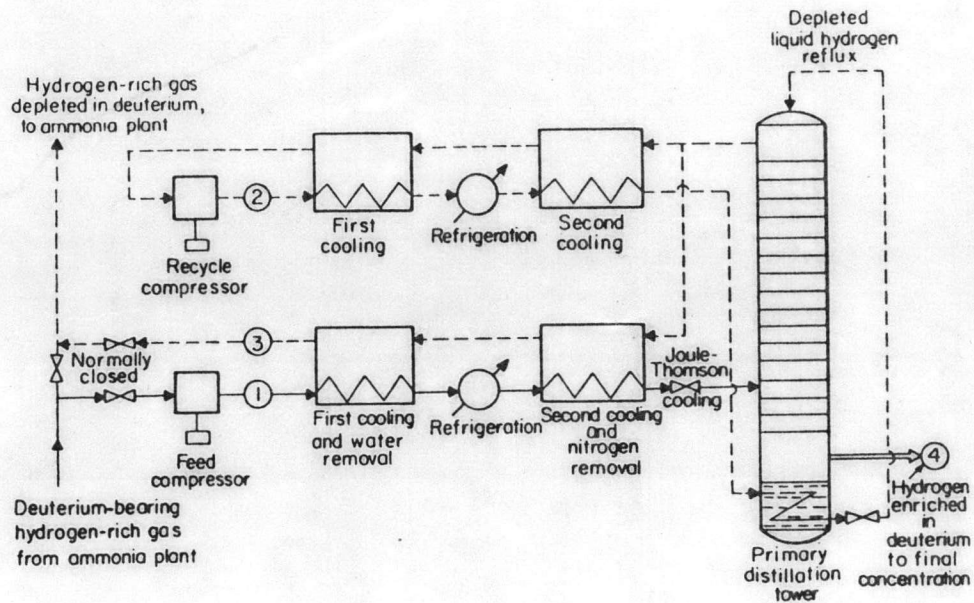
ในการผลิตคือ

1. ต้องเดินเครื่องที่อุณหภูมิต่ำมาก เนื่องจากไฮโดรเจนมีจุดเดือดคลบ 253 องศาเซลเซียส การกลั่นจึงต้องทำที่อุณหภูมิไม่เกิน 250 องศาเซลเซียส ซึ่งทำได้ยากยิ่ง ประกอบกับ Column ที่ใช้ต้องมีขนาดใหญ่มากเมื่อเก็บแก๊ส
 2. ไฮโดรเจนที่ใช้ต้องบริสุทธิ์มากปราศจากแก๊สทุกตัว (ยกเว้นฮีเลียม) เนื่องจากแก๊สเหล่านี้มีจุดเดือดสูงกว่าไฮโดรเจน ดังนั้นถ้าไฮโดรเจนที่ใช้ไม่บริสุทธิ์ จะทำให้แก๊สที่ปนอยู่แข็งตัวตามส่วนต่าง ๆ ของระบบ ทำให้การไหลของไฮโดรเจนไม่ปกติ แต่เนื่องจากไฮโดรเจนที่ผลิตเป็นการค้าปริมาณมาก ๆ ไม่บริสุทธิ์ จึงจำเป็นต้องผ่านกระบวนการทำให้บริสุทธิ์เสียก่อน ซึ่งกระบวนการทำให้บริสุทธิ์นี้มีราคาแพงมาก
 3. ไฮโดรเจนมี 2 รูป คือ ortho และ para ที่อุณหภูมิห้องไฮโดรเจนจะอยู่ในรูป ortho 75 เปอร์เซ็นต์ แต่ที่ลบ 235 องศาเซลเซียส จะอยู่ในรูป para ทั้งหมด การเปลี่ยนจาก ortho มาเป็น para นี้ จะคายความร้อนออกมา (exothermic reaction) ซึ่งความร้อนนี้เพียงพอที่จะทำให้ไฮโดรเจนทั้งหมดระเหยกลายเป็นไอ ซึ่งเป็นการสูญเสียไฮโดรเจนอย่างมาก
 4. ผลผลิตทั้งหมดจะถูกจำกัดโดยไฮโดรเจนที่ใช้เริ่มต้น (มักผลิตร่วมกับ NH_3 - HD plants) เนื่องจากการผลิตไฮโดรเจนเพื่อใช้สำหรับผลิต D_2O เพียงอย่างเดียวจะทำให้ค่าลงทุนสูง ลักษณะของโรงงานนี้จึงเป็น Parasitic คือ ดึงไฮโดรเจนมาสกัด เอาคิวทีเตรียมออกก่อนแล้วจึงนำไปใช้
- วิธีนี้อาศัยความแตกต่างของจุดเดือดระหว่าง H_2 , HD และ D_2 และค่า Relative Volatility ที่สูงนี้ไม่เพียงแต่ทำให้จำนวน Plates ตามทฤษฎีลดลงเท่านั้น และยังทำให้ค่าความเข้มข้นของคิวทีเตรียมลดลงด้วย

009697

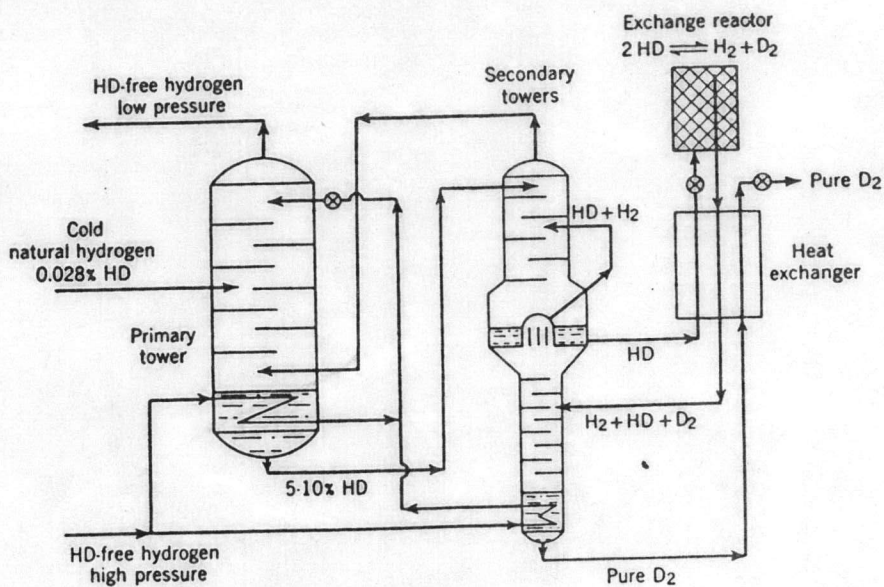
คุณสมบัติ	H ₂	HD	D ₂
Normal boiling point, ° R	36.68	39.83°	42.37°
Boiling point at 30 lb./sq.in.abs: R	41.7	44.7	47.5
Vapor pressure at 40.5 ° R	26.12 lb./sq.in.abs.	16.34 lb./sq.in.abs.	10.58 lb./sq.in.abs.
Ratio of vapor pressures at 40.5 ° R (H ₂ /HD)			
= 1.598			
Relative volatility (allowing for deviations from ideal solution laws		=	1.392

ตารางที่ 3.3 แสดงคุณสมบัติของไฮโดรเจนและดิวทีเรียม



รูปที่ 3.2 แสดงแผนผังการผลิต D_2O โดยวิธีการกลั่นไฮโดรเจน

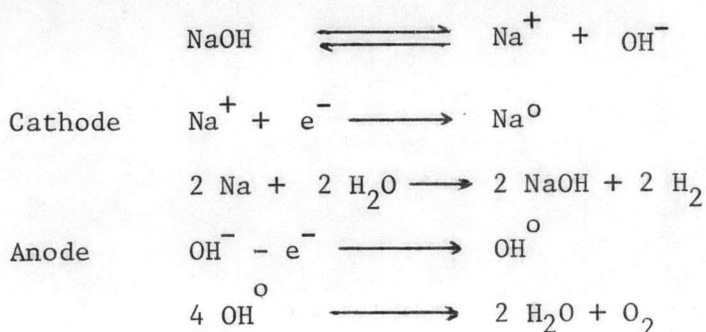
โดยทั่ว ๆ ไป วิธีผลิตน้ำชนิดหนักโดยวิธีกลั่นไฮโดรเจนจะประกอบด้วย Primary Plant และ Secondary Plant ซึ่ง Primary Plant จะประกอบด้วย Distillation column, heat exchangers และ Compressers ของผสมของไฮโดรเจนและดิวทีเรียมจะถูกทำให้เป็นของเหลวแล้วแยกโดยการกลั่นลำดับส่วน ซึ่งมีค่าสัมประสิทธิ์การแยกประมาณ 1.68 ที่ความดันบรรยากาศ และ 1.52 ที่ความดัน 2 บรรยากาศ ความเข้มข้นของดิวทีเรียมจะเพิ่มจาก 0.0143 โมลเปอร์เซ็นต์ เป็น 45 โมลเปอร์เซ็นต์ ส่วน Secondary Plant จะใช้วิธีแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า ซึ่งจะทำความเข้มข้นของดิวทีเรียมเพิ่มจาก 45 โมลเปอร์เซ็นต์ เป็น 99.8 โมลเปอร์เซ็นต์



รูปที่ 3.3 แสดงแผนผังการเพิ่มความเข้มข้นของดิวทีเรียมที่เตรียมขั้นสุดท้าย โดยวิธีการกลั่นไฮโดรเจนเหลว

3.1.3 การแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า (Electrolysis of water)

เมื่อปล่อยกระแสไฟฟ้าผ่านน้ำ โมเลกุลของน้ำจะถูกแยกออกเป็นไฮโดรเจนไอออนและออกซิเจนไอออน ดังสมการ



ไฮโดรเจนไอออนซึ่งมีประจุบวกก็จะเคลื่อนที่ไปยังขั้วลบ (Cathode) ส่วนออกซิเจนไอออนซึ่งมีประจุเป็นลบก็จะเคลื่อนที่ไปยังขั้วบวก (Anode) ดังนั้นเมื่อทำการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้าแล้วจะได้แก๊สไฮโดรเจนที่ขั้วลบ (Cathode) และได้แก๊สออกซิเจนที่ขั้วบวก แต่เนื่องจากไฮโดรเจนมี 2 ไอโซโทป คือ โปรเตียม (Protium, ^1_1H) กับดิวทีเรียม (Deuterium, ^2_1H) ซึ่งโปรเตียมเป็นไอโซโทปที่มีมวลน้อยกว่าคือ 1 จึงเคลื่อนที่ไปยังขั้วลบ (Cathode) ได้เร็วกว่า

ดิวทีเรียมซึ่งมีมวลเป็น 2 เท่าของ ^1_1H ดังนั้นแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นจึงมีปริมาณโปรเตียมมากกว่า เมื่อเราทำการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้าไปเรื่อย ๆ ความเข้มข้นของดิวทีเรียมในสารละลายก็จะมีมากขึ้น เมื่อความเข้มข้นของดิวทีเรียมมีมากขึ้น แก๊สที่ได้จะมีปริมาณดิวทีเรียมมากกว่าน้ำคอนกรีตแรก ซึ่งสามารถที่จะเก็บดิวทีเรียมส่วนนี้ไว้ได้โดยการใช้วิธีย้อนกลับ (Recycle) โดยเก็บแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นมาเผากับออกซิเจนที่แห้งแล้วผ่านไปยังคอนเดนเซอร์ (Condenser) เพื่อให้ไอน้ำที่เกิดกลั่นลงเป็นหยดน้ำต่อไป ซึ่งน้ำที่กลั่นนี้จะมี ความเข้มข้นของดิวทีเรียมต่ำกว่าน้ำในเซลล์ แต่สูงกว่าความเข้มข้นของดิวทีเรียมจากน้ำธรรมชาติ ซึ่งน้ำที่กลั่นนี้จะถูกส่งกลับเข้าเซลล์แรก ๆ ต่อไป



จากสมการจะเห็นได้ว่า ถ้าเราใช้ไฟฟ้า 4 ฟาราเดย์ (Faradays) สามารถแยกน้ำได้ 2 กรัมโมล (gm-Mole) แต่ไอเลคตรอน 1 โมล มีค่าเท่ากับ 96500 คูลอมบ์ (Coulombs)

$$1 \text{ คูลอมบ์} = 1 \text{ แอมป์} / 1 \text{ วินาที}$$

$$\therefore 1 \text{ ฟาราเดย์} = 96500 \text{ คูลอมบ์}$$

$$\text{ดังนั้น } 1 \text{ แอมแปร์ชั่วโมง} = \frac{3600}{96500} \text{ ฟาราเดย์}$$

หรือ ใน 1 แอมแปร์ชั่วโมง สามารถแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า

$$\text{ได้} = \frac{3600}{96500 \times 2} \text{ กรัมโมล}$$

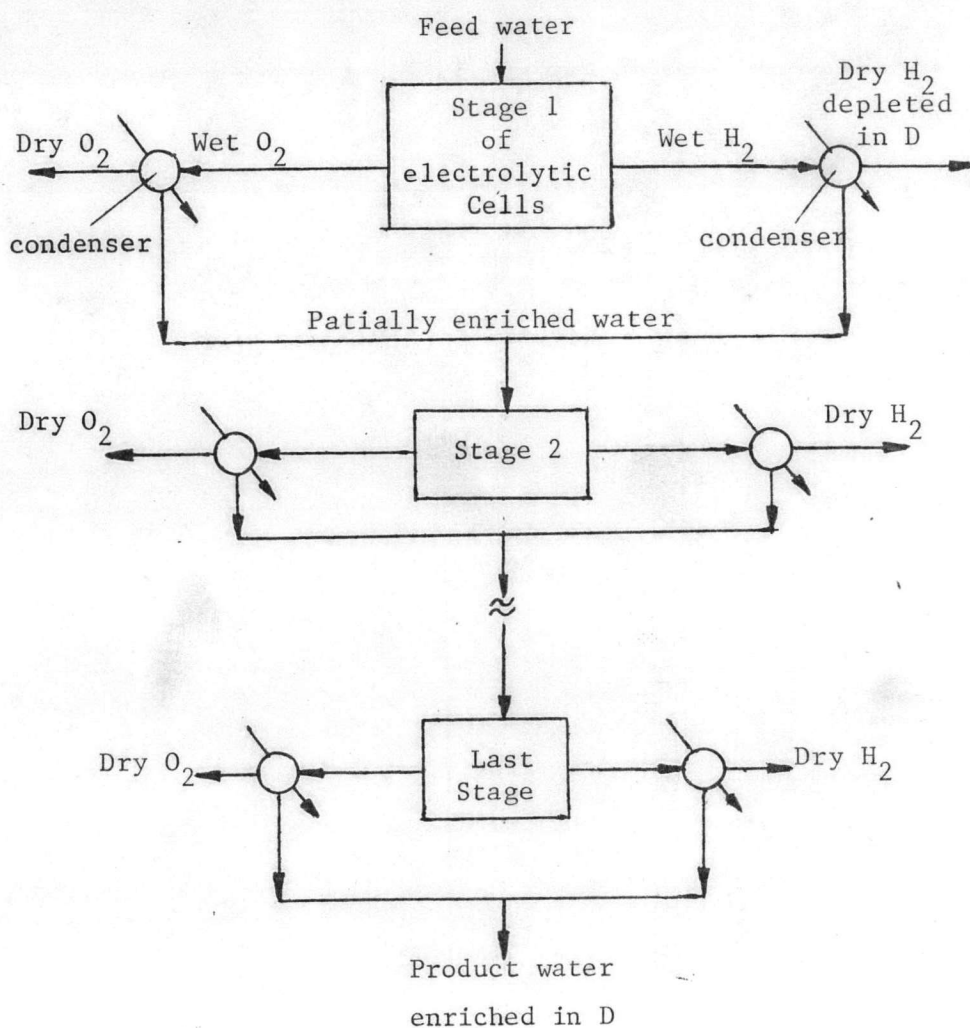
$$= 0.01865 \text{ กรัมโมล}$$

$$= 0.336 \text{ กรัม}$$

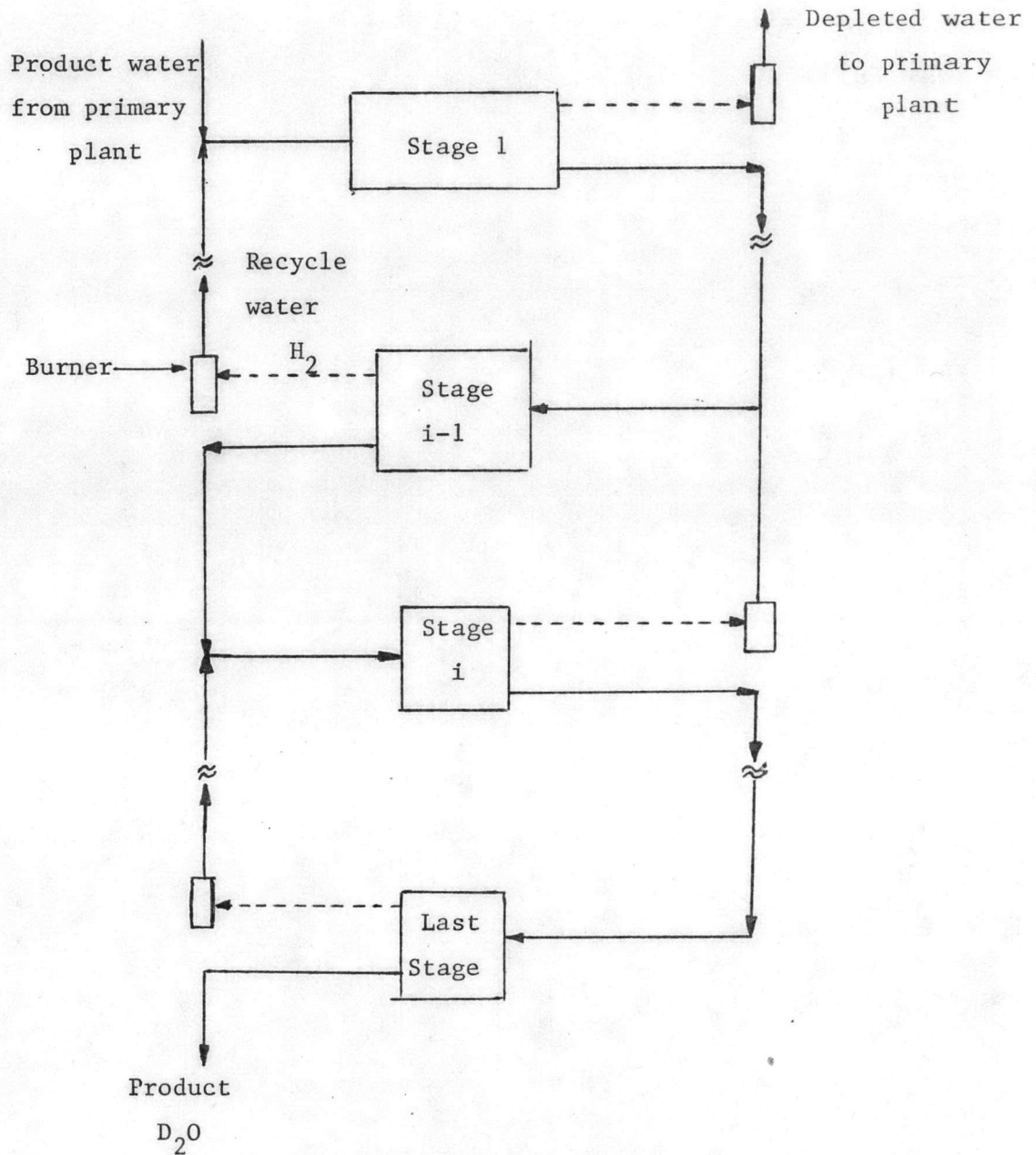
ดังนั้นถ้าเราแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า โดยใช้กระแสไฟฟ้า 1 แอมแปร์ เป็นเวลา 1 ชั่วโมง สามารถแยกน้ำออกได้ 0.336 กรัม

วิธีการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้านี้เป็นวิธีแรกที่ใช้ในการผลิตน้ำชนิดหนัก และโรงงานแยกไฮโดรเจนด้วยกระแสไฟฟ้า (electrolytic hydrogen plant) ที่ใหญ่ที่สุดคือ Norsk-Hydro Company ที่ Rjukan ประเทศนอร์เวย์ ซึ่งประกอบด้วยกรรมวิธีการผลิต 2 กระบวนการ โรงงานแรกประกอบด้วยเซลล์ 9 ชั้น (Stages) นำมาต่อลำดับกัน (Series Cascade)

การเดินเครื่องเป็นแบบ Steady flow ยังไม่มีกระบวนการย้อนกลับ (Recycle) ผลผลิตจากโรงงานแรกนี้จะได้ 15 เปอร์เซ็นต์ D_2O เซลล์ที่ใช้เป็นแบบ Pench Kranz type โดยใช้เหล็ก (Steel) เป็นขั้วลบ (cathodes) มีแผ่นกั้น (Diaphragms) ระหว่างขั้วบวกและขั้วลบ เพื่อป้องกันการผสมกันของแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สออกซิเจนที่เกิดขึ้น รูปที่ 3.4 เป็นรูปของโรงงานแบบนี้ น้ำที่เข้า (feed) ไปในแต่ละเซลล์ จะถูกแยกด้วยกระแสไฟฟ้าประมาณ 73 เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตร ส่วนอีก 27 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งเป็นผลผลิตจะถูกพาไปยังเซลล์ ต่อไปในรูปแบบของไอน้ำ แล้วกลั่นตัวลงมา ซึ่งอุณหภูมิของสารละลายในเซลล์ ที่ผลิตเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส ผลผลิตของน้ำชนิดหนักนี้จะถูกทำให้มีความเข้มข้นสูงขึ้นอีกในโรงงานที่สอง ซึ่งประกอบด้วยเซลล์ 9 เซลล์ ทำการแยกด้วยกระแสไฟฟ้ากรรมวิธีเหมือนกับโรงงานแรกทุกประการ ต่างกันที่โรงงานที่สองนี้จะมีตะเกียงเผา แก๊สไฮโดรเจนที่เกิดกับแก๊สออกซิเจนสำหรับกระบวนการย้อนกลับด้วย



รูปที่ 3.4 แสดงการต่อแบบ Cascade ในการผลิต D_2O โดยวิธีแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า ไม่มีกระบวนการย้อนกลับ



รูปที่ 3.5 แสดงการต่อแบบ Cascade ในการผลิต D_2O โดยวิธีแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า มีกระบวนการย้อนกลับ

Electrolytic Process นี้นิยมใช้กับ Secondary Plant เช่นที่ Manhattan District แต่เซลล์ที่ใช้เป็นแบบ Batch เนื่องจากใช้จำนวน Stages น้อยกว่าและคล่องตัว (flexible) กว่า การต่อแบบต่อเนื่อง ส่วนเซลล์ที่ใช้ก็ไม่มีแผ่นกั้น (Diaphragm) โดยยอมให้แก๊สที่เกิดปนกันได้

ที่ Morgantown ได้ผลิต 99.7 เปอร์เซ็นต์ D_2O เป็นจำนวน 1.2 ตันต่อเดือน เริ่มด้วยกระบวนการกลั่นน้ำ (water distillation plant) ได้ 87.91 อะตอมเปอร์เซ็นต์ ดิวทีเรียม หลังจากนั้นนำน้ำมากลั่นก่อนแล้วละลาย โพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) จนมีความเข้มข้น 7.5 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก เพื่อให้เป็นตัวอิเล็กโทรไลต์ก่อนนำเข้าสู่กระบวนการแยกน้ำ ด้วยกระแสไฟฟ้าจนได้ 99.7 เปอร์เซ็นต์ D_2O

ส่วนที่ Trail ผลิต 99.8 เปอร์เซ็นต์ D_2O เป็นจำนวน 0.5 ตันต่อเดือน โดยเริ่มจาก Primary exchange plant ได้ 2.14 อะตอมเปอร์เซ็นต์ดิวทีเรียม จากนั้นก็ใช้เซลล์แบบ Batch อีก 3 Batch stages ซึ่งประกอบด้วย electrolytic cell 126, 20 และ 4 เซลล์ ตามลำดับ โดยให้อิเล็กโทรไลต์มีความเข้มข้น โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 2.5 เปอร์เซ็นต์ โดยน้ำหนักที่อุณหภูมิ 23 องศาเซลเซียส น้ำจะถูกแยกด้วยกระแสไฟฟ้า 85 เปอร์เซ็นต์ ใน 2 stages แรก และ 67 เปอร์เซ็นต์ ใน stage ที่สาม

สำหรับ Primary exchange plant ที่ Trail ใช้วิธีการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้าในการผลิตไฮโดรเจน (520,000 ลูกบาศก์ฟุตต่อชั่วโมง) สำหรับส่งเข้า tower exchange ก่อนนำไปผลิต แอมโมเนีย เซลล์ที่ใช้เป็นแบบมีแผ่นกัน ส่วนการละลายอิเล็กโทรไลต์ใช้โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 28 เปอร์เซ็นต์ โดยน้ำหนัก หรือโซเดียมไฮดรอกไซด์ 20 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักที่อุณหภูมิ 60 - 70 องศาเซลเซียส

สำหรับวิธีการแยกด้วยกระแสไฟฟ้านี้ ค่าสัมประสิทธิ์การแยกสูงมาก คือมีค่าระหว่าง 6 - 30 และจะลดลงอย่างรวดเร็วเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น จะเห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์การแยกมีมากกว่าค่าที่เกิดจากสมมุติฐานที่ว่า ปฏิกิริยาที่เกิดเป็นการแลกเปลี่ยนระหว่าง H_2 กับ H_2O ที่ผิวของขั้วลบ (Cathode) ($\alpha = 3.5 - 4.0$) Farkas ได้ศึกษาเกี่ยวกับเรื่องนี้ แล้วสรุปลักษณะของการแยกด้วยกระแสไฟฟ้า นอกเหนือจากการแลกเปลี่ยน $H_2 - H_2O$ ไว้ดังนี้

1. การเคลื่อนย้ายของไอออนจากสารละลายที่แยกไปยังขั้วไฟฟ้า
2. ประจุของไอออนที่ขั้วไฟฟ้า
3. การรวมตัวและการปลดปล่อยของโมเลกุลของแก๊สที่ขั้วไฟฟ้า

กลไกข้อแรกไม่มีความสำคัญนัก เนื่องจากไฮโดรเจนไอโซโทป มีอัตราส่วนความเข้มข้นโดยปกติที่บริเวณขั้วไฟฟ้า

ค่าสัมประสิทธิ์การแยกที่สูงขึ้นนี้จึงอาจเนื่องจากกลไกข้อ 2 และ 3 ดังอธิบายได้ว่าการเคลื่อนย้ายนั้นต้องข้ามช่องว่างระดับพลังงาน (energy barrier) แต่ความสูงของช่องว่างนี้แตกต่างกันสำหรับไฮโดรเจน และดิวทีเรียมอออน ดังนั้นโอกาสในการปล่อยของดิวทีเรียมอออนจึงต่ำกว่า (น้อยกว่า) ของไฮโดรเจนอออน ส่วนการรวมตัวและปลดปล่อยของแก๊สจากการปล่อยและดูดกลืนอะตอมดำเนินได้ด้วยพลังงานกระตุ้นซึ่งมีค่าต่างกันสำหรับไอโซโทปที่ต่างกัน

Plant	Rjukan primary	Trail		Morgantown, secondary
		Primary	Secondary	
Cell diaphragm	Yes	Yes	No	No
Cathode	Steel	Steel	Steel	Steel
Electrolyte :				
Material	KOH	KOH, NaOH	KOH	K_2CO_3
Initial wt %	KOH 28, NaOH 20	2.5	7.5
Final wt %	KOH 28, NaOH 20	15	15
Temperature, °C	60	60-70	23	40
Voltage , V	2.1	2.1	2.6	2.6-3.4
Separation factor	5.3	3.8	8	6.0-8.2

ตารางที่ 3.4 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแยกในกระบวนการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า

ตารางที่ 3.4 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแยกสำหรับโรงงาน การแยกที่ได้กล่าวไปแล้ว จะเห็นได้ว่าค่าสัมประสิทธิ์การแยกมีค่า 6-8 สำหรับ Secondary Plant ส่วน Primary Plant ที่มีค่าสัมประสิทธิ์การแยกต่ำ อาจเนื่องมาจากอุณหภูมิสูงเกินไป ความต่างศักย์ที่ใช้ต่ำเกินไป และมีแผ่นคั่นในเซลล์ ซึ่งเป็นสิ่งที่หลีกเลี่ยงไม่ได้สำหรับ low-cost electrolytic plant นอกจากนี้ยังพบว่า ค่าสัมประสิทธิ์การแยกขึ้นอยู่กับสภาวะของการทดลองสถานะของผิวหน้าขั้วไฟฟ้า ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า ความต่างศักย์ไฟฟ้า และชนิดของสารที่ใช้ทำขั้วไฟฟ้า

ความเข้มข้นของ D_2O เป็นไปตามสมการ

$$\frac{d H}{H} = \alpha \frac{d D}{D}$$

จะได้

$$\frac{(1 - C_0)}{1 - C} \left(\frac{C}{C_0} \right)^\alpha = \left(\frac{V_0}{V} \right)^{\alpha-1}$$

เมื่อ V_0 = ปริมาตรของสารละลายที่เริ่มวิเคราะห์ด้วยกระแสไฟฟ้า

V = ปริมาตรที่เหลือหลังการวิเคราะห์

C_0 = ความเข้มข้นของน้ำชนิดหนักเมื่อเริ่มทำการวิเคราะห์

C = ความเข้มข้นของน้ำชนิดหนักเมื่อสิ้นสุดการวิเคราะห์

ถ้าความเข้มข้นของน้ำชนิดหนักมีค่าต่ำจะได้

$$C = C_0 \left(\frac{V_0}{V} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}}$$

การที่ค่าสัมประสิทธิ์การแยกของวิธีการแยกด้วยกระแสไฟฟ้าสูง ทำให้ปริมาตรของน้ำที่ใช้ น้อยกว่ากรณีที่ใช้วิธีอื่น อย่างไรก็ตามถึงแม้ค่าสัมประสิทธิ์การแยกจะสูงแต่วิธีนี้ก็ยังไม่เหมาะสมที่จะใช้ ในการผลิต D_2O จากความเข้มข้น 0.014 เปอร์เซ็นต์ ถึง 99.8 เปอร์เซ็นต์ที่เตรียม เนื่อง- จากต้องใช้กระแสไฟฟ้าเป็นจำนวนมาก

สรุปได้ว่าวิธีแยกด้วยกระแสไฟฟ้า เป็นวิธีที่น่าสนใจมากสำหรับการผลิตน้ำชนิดหนักปริมาณ น้อย ๆ ในบริเวณที่ค่าไฟฟ้าราคาถูกปริมาณของน้ำชนิดหนักที่ผลิตได้จะถูกจำกัด เนื่องจากขึ้นอยู่กับ ตลาดของแก๊สไฮโดรเจนซึ่งผลิตได้ด้วยกระแสไฟฟ้า การแยกด้วยกระแสไฟฟ้าสามารถใช้ร่วมกับวิธี อื่นให้มีประสิทธิภาพยิ่งขึ้นได้ ปัจจุบันจึงใช้วิธีนี้เป็นวิธี สำหรับการเพิ่มความเข้มข้นของน้ำ ซึ่งมี D_2O ในช่วง 0.1 ถึง 95 อะตอมเปอร์เซ็นต์

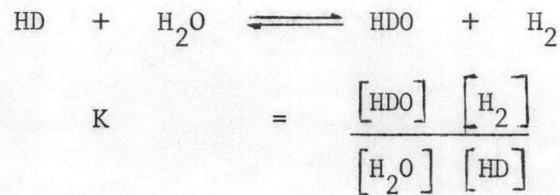
3.1.4 การแลกเปลี่ยนทางเคมี (Chemical Exchange Process) แบ่งได้ 3 วิธี คือ

4.1 การแลกเปลี่ยน H_2S/ H_2O (GS. Process)

4.2 การแลกเปลี่ยน H_2/ NH_3

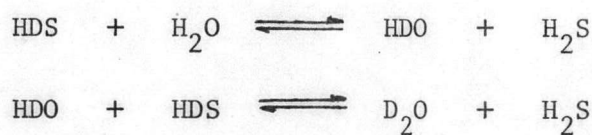
4.3 การแลกเปลี่ยน H_2O/ H_2

เทคนิคนี้เกิดจากเมื่อตัวที่เร็วซึ่งมีอยู่เคลื่อนย้ายไปอยู่ในน้ำ เมื่ออยู่ในสมดุลแต่การเปลี่ยนแปลงทางเคมีนี้จะเกิดขึ้นอย่างช้ามาก จึงต้องมีตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น การแลกเปลี่ยนระหว่าง $\text{H}_2\text{O} / \text{H}_2$ ดังสมการ



ตามปกติแล้วปฏิกิริยาทางเคมีจะเกิดขึ้นจากการชนกันระหว่างอะตอม หรือโมเลกุลของสารเริ่มปฏิกิริยา บางปฏิกิริยาการชนกันของอะตอมหรือโมเลกุลจะไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงที่อุณหภูมิปกติ เช่น โมเลกุลของไฮโดรเจนกับโมเลกุลของออกซิเจนที่อุณหภูมิปกติ แต่จะเกิดผลผลิตเป็นน้ำขึ้นได้ หากมีพลังงานเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งการเกิดปฏิกิริยาจะง่ายหรือยากขึ้นอยู่กับค่าของกำแพงพลังงานศักย์ (Potential Energy Barrier) ต่างกัน ซึ่งขนาดของกำแพงพลังงานศักย์นี้จะขึ้นอยู่กับวิถีทางของปฏิกิริยา (Reaction Path) ดังนั้นปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นก็ต่อเมื่อพลังงานของการชน (Collision Energy) มีค่าเกินกว่าค่าของกำแพงพลังงานศักย์ พลังงานของการชนนี้จะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ดังนั้นอัตราเร็วของปฏิกิริยาจึงขึ้นอยู่กับอุณหภูมิตัว

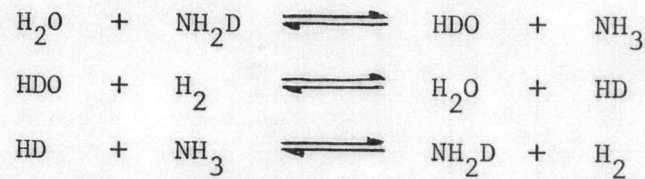
ส่วนการเปลี่ยน $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2\text{O}$ นั้น เกิดขึ้นดังสมการ



การศึกษาใน Manhattan Project โดยการแลกเปลี่ยนระหว่างไฮโดรเจนซัลไฟด์กับน้ำซึ่งตัวที่เร็วไฮโทปจะเข้มข้นขึ้นในขณะที่น้ำ H_2O เข้าทำการแลกเปลี่ยนกับไฮโดรเจนซัลไฟด์ในหอกลิ้นเย็นและ HDO ที่เกิดขึ้นจะแลกเปลี่ยนกับ HDS อีกทีหนึ่งในหอกลิ้นร้อน ส่วนไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เกิดขึ้นจะถูกส่งย้อนกลับไปที่หอกลิ้นเย็นอีกทีหนึ่ง อย่างไรก็ตามกระบวนการนี้ไม่ได้ใช้ในโครงการ Manhattan เนื่องจากวิศวกรยังไม่แน่ใจเกี่ยวกับความเป็นไปได้ของกระบวนการและยังมีปัญหาด้านการกัดกร่อน

ส่วนการแลกเปลี่ยนระหว่าง H_2 / NH_3 ก็คล้าย ๆ กัน ซึ่งมีการศึกษากันที่ Columbia

โดยเชื่อว่า เมอร์แคปแทนจะไม่มีปัญหาด้านการกัดกร่อนเหมือนกับไฮโดรเจนซัลไฟด์ แต่ปัจจุบันวิธีการนี้ก็ยังไม่สำเร็จอย่างสมบูรณ์แบบพอที่จะนำมาใช้งานได้ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือ



จากการศึกษากระบวนการผลิตน้ำชนิดหนักของ Primary Plant ทั้ง 3 กระบวนการ แสดงไว้ในตารางที่ 3.5

ส่วนใน Secondary Plant นั้น ทุกกระบวนการจะใช้วิธีการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า ทั้งสิ้น เพราะเป็นวิธีเดียวที่จะเพิ่มความเข้มข้นของน้ำชนิดหนักให้มีความเข้มข้นได้สูงถึง 99.8 อะตอมเปอร์เซ็นต์ ดังนั้นกระบวนการนี้จึงน่าสนใจมาก

3.2 กระบวนการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า

ในการคำนวณการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า โดยใช้สัมประสิทธิ์การแยกเท่ากับ 7 ใช้ความต่างศักย์ 2.1 โวลต์ ประสิทธิภาพ 95 เปอร์เซ็นต์

$$\begin{aligned} \text{สามารถแยกน้ำได้} &= \frac{2 (96501 \text{ C/g-mol}) (2.1 \text{ V})}{(3,600,000 \text{ C.V/KWh}) (0.95)} \\ &= 0.118 \text{ KWh/g-mol} \end{aligned}$$

หรือ

$$\begin{aligned} \text{ได้แก๊ซไฮโดรเจน} &= \frac{0.118 \text{ KWh/g-mol}}{0.022415 \text{ nm}^3/\text{g-mol}} \\ &= 5.3 \text{ KWh/nm}^3 \end{aligned}$$

ซึ่งเป็นการผลิตน้ำชนิดหนักในการต่อเซลล์แบบ Simple Cascade โดยไม่มีกระบวนการย้อนกลับ ดังในรูป 3.4 การต่อแบบนี้ใช้ที่ Ems และ Nangal โดยการเริ่มต้นผลิตดิวทีเรียมจากกระบวนการกลั่นไฮโดรเจน

ถ้า head separation factor (β) เป็นค่าคงที่ที่ผ่านออกจาก Simple Cascade ส่วนของดิวทีเรียมที่อาจจะได้ขึ้นอยู่กับจำนวนของ Stages (n) Overall enrichment (ω) จะขึ้นอยู่กับ

	<u>Catalytic exchange</u>	<u>Distillation of H₂O</u>	<u>Distillation of hydrogen</u>
Raw materials required	Electrolytic hydrogen	Steam condensate	Hydrogen, preferably with CO, CO ₂ , and N ₂ content
Limitation on production	0.8 ton per month	Unlimited	5 - 10 tons per month
Location	Cominco, Trall, B.C.; only large source of hydrogen from electrolysis of water	Preferably near cheap source of heat; use natural gas of Kansas or Texas	In conjunction with NH ₃ plant preferably using hydrocarbon-steam reaction as source of H ₂
Industrial hazards	Hydrogen is explosive	None	Hydrogen is explosive; some high-pressure operations
Present conditions	Experience available on this method	Experience available on this method; changes to improve operation are known; large investment in these plants	No pilot-plant data available
Scale-up experience	Sufficient information to build any size plant	Sufficient experience to build any size plant	No scale-up information available
Materials of construction	Copper	Steel	Steel
Fabrication problems	Normal	Normal	Low-temperature operation would require special insulation and precautions
Control	Easy to control	Requires precise control	Easy to control
Estimated time to come to equilibrium, days	240	75-100	0.20

ตารางที่ 3.5 แสดงข้อได้เปรียบเสียเปรียบของกระบวนการผลิต D₂O ทั้ง 3 กระบวนการ

$$r_n = \left(\frac{\alpha - \omega}{\alpha - 1} \right)^{1/n} \text{ เมื่อ } r_n = \text{recovery ของตัวที่ เรียม}$$

เช่น ตัวที่เรียมที่ได้จาก Simple Electrolytic Cascade โดยไม่มีกระบวนการย้อนกลับ ถ้าน้ำชนิดหนักที่ผลิตได้ 99.633 อะตอมเปอร์เซ็นต์ จากน้ำตามธรรมชาติซึ่งมีความเข้มข้น 0.0149 อะตอมเปอร์เซ็นต์ตัวที่เรียม ความเข้มข้นที่เพิ่มขึ้นทั้งหมด (Overall enrichment, ω) คือ

$$\begin{aligned} \omega &= \frac{X_P (1 - X_F)}{X_F (1 - X_P)} \\ &= \frac{(0.99693) (0.99851)}{(0.000149) (0.00307)} = 2,176,168 \end{aligned}$$

ซึ่งมีค่าสูงมาก เมื่อค่าสัมประสิทธิ์การแยกทั้งหมด (α) = 7 heads separation factor ที่ได้ใน ideal recycle cascade (β) = $\sqrt{\alpha}$; $\beta = \sqrt{7} = 2.646$ ดังนั้นจำนวน stages (n) ที่ใช้จะเท่ากับ

$$\begin{aligned} n &= \frac{\ln \omega}{\ln \beta} = 2 \frac{\ln \omega}{\ln \alpha} = 2 \frac{\ln 2,176,168}{\ln 7} \\ &= 15 \end{aligned}$$

recovery ของตัวที่เรียม (r_n) จะเท่ากับ

$$\begin{aligned} r_n &= \left[\frac{7 - (2,176,168)^{1/15}}{7 - 1} \right]^{15} \\ &= 0.00816 \end{aligned}$$

ค่า recovery ของตัวที่เรียมจะต่ำ ซึ่งเกิดจากการที่ตัวที่เรียมทั้งหมดถูกพาไปกับไฮโดรเจนที่เกิดในระหว่างการแยกด้วยกระแสไฟฟ้า และจะมีอยู่ส่วนหนึ่งสูญเสียไปกับน้ำส่วนที่เหลือ

จำนวนน้ำชนิดหนักสูงสุดซึ่งสามารถเกิดขึ้นเมื่อได้ผลพลอยได้ไฮโดรเจน 10,000 กรัม-โมล จะเท่ากับ

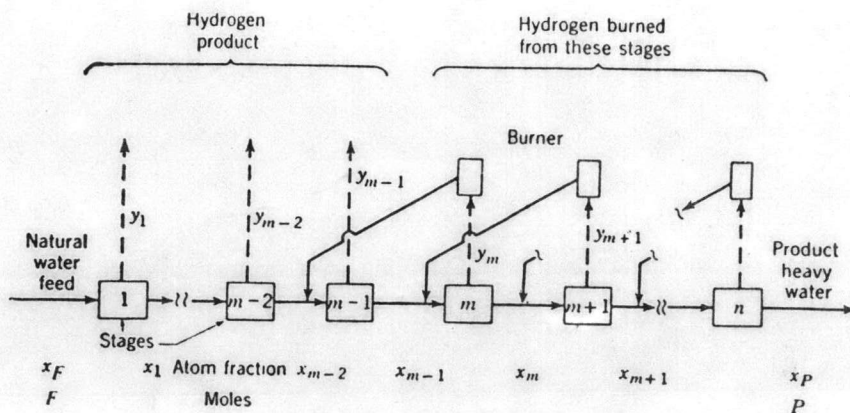
$$(10,000) (0.000149) (0.00816) = 0.0122 \text{ กรัม-โมล หรือ } 0.244 \text{ กรัม}$$

โดยใช้ไฟฟ้า 1180 กิโลวัตต์ชั่วโมง หรือ 4,836 กิโลวัตต์ชั่วโมงต่อกรัม D_2O

ตัวที่เรียมที่ผลิตได้จะเพิ่มขึ้นโดยการนำเอาไฮโดรเจนที่มีตัวที่เรียมอยู่มากจาก Stage สูง ๆ มาเผาและนำมาทำการแยกด้วยกระแสไฟฟ้าอีก ดังในรูปที่ 3.5 และรูปที่ 3.6 แสดงให้

เห็นภาพของกระบวนการผลิต ซึ่งไฮโดรเจนจาก Stage ต่าง ๆ จะเป็นเซลล์แบบต่าง ๆ และไฮโดรเจนจาก Stage สูง ๆ จะถูกนำมาเผา และทำการย้อนกลับเพื่อที่จะให้ได้น้ำชนิดหนักเพิ่มขึ้น เป็นผลพลอยได้ ค่าตัวแปรเปลี่ยนพื้นฐานในรูปจะขึ้นอยู่กับ

1. การเพิ่มขึ้นของคิวที่เริ่มที่เข้าต่อ stage
2. Deuterium content (Y_m) ซึ่งได้จากไฮโดรเจนที่เผาและย้อนกลับคืนมา



รูปที่ 3.6 Electrolytic Plant ซึ่งประกอบด้วยตะเกียงเผาไฮโดรเจนในกระบวนการย้อนกลับที่ stage สูง ๆ

การเพิ่มขึ้นของคิวที่เริ่มต่อ stage วัดได้จาก heads enrichment factor (β) ซึ่งอยู่ในรูปของอะตอมแฟคชัน คิวที่เริ่มใน heads water ที่ออกมาจาก stage และ atom fraction deuterium ในน้ำที่ออกจาก stage ค่า ๆ ต่อมา (X_{m-1})

$$\beta = \frac{X_m (1 - X_{m-1})}{X_{m-1} (1 - X_m)}$$

stages $m - 1$ และ stages ที่สูงขึ้นค่า enrichment ต่อ stage สำหรับ ideal Cascade คือ



และ

$$X_{m-1} = Y_{m+1}$$

$$\beta = \sqrt{\alpha}$$

เราจะใช้สภาวะนี้ในการจัดการเพิ่มความเข้มข้นต่อ stages ใน stages คำ ๆ ซึ่งไฮโดรเจนไม่ได้นำย้อนกลับมา จำนวน stages ทั้งหมด (n) เท่ากับ 15

ตัวอย่างเช่น ถ้าเราจะออกแบบโรงงานเพื่อผลิตไฮโดรเจนให้ได้ 10,000 กรัมโมลต่อ นาที ขณะเดียวกันส่วนที่ย้อนกลับมาเป็นผลพลอยได้จะมีน้ำชนิดหนัก ซึ่งสามารถช่วยให้ประหยัดยิ่งขึ้น อะตอมแฟคชั่น ดิวทีเรียมในน้ำที่เข้า (X_0) จะใช้น้ำตามธรรมชาติซึ่งมี 0.0149 อะตอมเปอร์เซ็นต์ดิวทีเรียมและอะตอมแฟคชั่น ดิวทีเรียมในผลผลิตน้ำชนิดหนัก (X_p) มีค่าเท่ากับ 0.99693 (จะทำให้จำนวนของ stages มีค่าเท่ากับ 15) ดิวทีเรียมที่มีอยู่ในไฮโดรเจนและน้ำ จะออกจากที่ต่ำกว่าของการต่อแบบ Cascade แสดงได้ในตารางที่ 3.6

จะเห็นว่าไม่สามารถที่จะเผาและทำการย้อนกลับไฮโดรเจนจาก stages ที่ 1 และ 2 เพราะไฮโดรเจนมีดิวทีเรียมไม่สูงมากกว่าน้ำที่เข้ามา การกำหนดว่า stage ไหนที่สมควรจะเริ่มเผาและทำการย้อนกลับไฮโดรเจนนั้น ได้แสดงไว้ในตารางที่ 3.6 ในกรณีแรก ไฮโดรเจนจะเผาและทำการย้อนกลับใน stages ที่ 3 และ stages ที่สูงขึ้น

Stages ที่ 4 อัตราผลผลิตไฮโดรเจนที่ไม่ได้เผาจำนวน 10,000 โมล ในทุก ๆ กรณี เราจะได้

1. ดิวทีเรียมที่เกิดขึ้นมาใหม่
2. ผลผลิตน้ำชนิดหนักเป็น โมล
3. จำนวนโมลของไฮโดรเจนที่เผาและย้อนกลับ (H) จำนวน tails ทั้งหมดจะไหลย้อนใน cascade

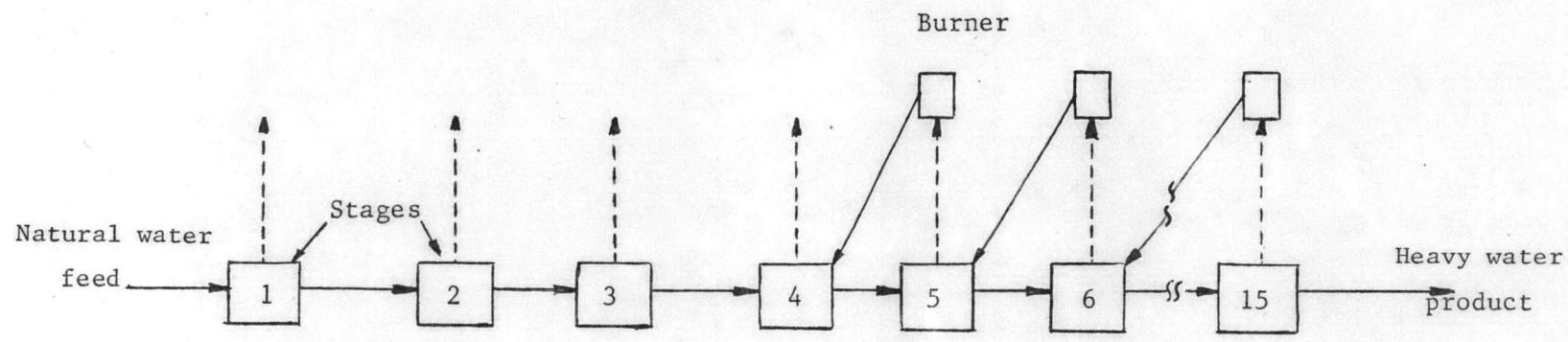
ดิวทีเรียมที่ได้จากกรณีนี้เป็นการประหยัดอย่างมาก ดังนั้นจึงมีความจำเป็นอย่างมากในการนำเอาไฮโดรเจนมาเผาและเพื่อป้องกันการสูญเสีย electrolytic Plant นี้จะไม่มีการสร้างจนกว่าจะสามารถติดต่อขายแก๊สไฮโดรเจนได้ เพราะว่าออกซิเจน 0.5 โมล จะพอดีกับจำนวนโมลของไฮโดรเจนที่เผา มันจึงมีความจำเป็นอย่างยิ่งในการที่จะให้สอดคล้องกันด้วย

Stage no. (m)	a/o deuterium in stage product		Deuterium recovery	Moles D ₂ O product, P	Moles hydrogen burned and recycled from this and higher stages, H	$\Delta H/ \Delta P$	Value of hydrogen and oxygen consumed to produce incremental D ₂ O, \$/Kg D ₂ O
	Hydrogen 100Y _m	Water 100X _m					
Feed		0.0149					
1	0.00563	0.0394					
2	0.0149	0.1042					
3	0.0394	0.275	0.439	0.655	1550	6530	519
4	0.1042	0.7252	0.327	0.488	458	2469	196
5	0.2752	1.89	0.238	0.3542	127.6	936	74
6	0.725	4.84	0.172	0.256	35.7	361	28.7
7	1.89	11.88	0.124	0.1856	10.3	59	4.7
15	97.85	99.693	0.00816	0.0122	0.0		

ตารางที่ 3.6 กระบวนการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้าสำหรับการผลิตไฮโดรเจน 10,000 โมล โดยมีน้ำหนักหนักเป็นผลพลอยได้

($\alpha = 7$, $\beta = \sqrt{7}$, 15 stages)

	Hydrogen product = 10,000				Hydrogen burned 127.58		
Moles D ₂ + H ₂	7,255	1,992	546.2	206.57	78.18	29.82	0.134
Moles D ₂	0.408	0.297	0.215	0.215	0.215	0.216	0.134
% D	0.00563	0.0149	0.0394	0.1042	0.2752	0.725	97.89



% D	0.0149	0.0394	0.1042	0.2752	0.725	1.89	4.86	99.19	99.693
Moles water	10,000	2,745	753.0	206.93	78.53	30.18	11.70	0.492	0.3553
D ₂ O	1.49	1.082	0.785	0.569	0.569	0.570	0.569	0.488	0.3542

รูปที่ 3.7 Optimum Electrolytic Cascade สำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน 10,000 โมล และน้ำชนิดหนักเป็นผลพลอยได้

$$\alpha = 7, \beta = \sqrt{7}$$

รูปที่ 3.7 เป็นแผนผังสำหรับ plant ของกรณีซึ่งไฮโดรเจนจาก stage ที่ 5 และ stage ที่สูง ๆ สามารถทำการเผาและใช้กระบวนการย้อนกลับ ส่วนของคิวที่เริ่มใน feed ซึ่งถูกแยกออกมาจะมีค่าเพียง 0.238 ส่วนที่แยกออกมานี้ซึ่งมีค่าต่ำเป็นคุณสมบัติเฉพาะของกระบวนการแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า ถึงแม้ว่าน้ำชนิดหนักส่วนที่แยกออกมานี้จะเป็นการดีกว่าในการต่อแบบ Simple Cascade ซึ่งไม่มีกระบวนการย้อนกลับ Power Consumption ต่อหน่วยของน้ำชนิดหนักก็ยังคงสูงอยู่ที่ 0.118 ของน้ำที่ทำการแยกด้วยกระแสไฟฟ้าจาก plant รูปที่ 3.7 จะได้

$$\frac{(0.118) (10,127)}{(0.3542) (20)} = 169 \text{ KWh/g D}_2\text{O}$$

ในรูปที่ 3.6 stages ที่ 1 ถึง m-2 ต่อแบบ Simple Cascade โดยไม่มีกระบวนการย้อนกลับ และตั้งแต่ stage ที่ m-1 ถึง n เป็น Ideal Cascade และมีกระบวนการย้อนกลับ

จำนวนคิวที่เริ่มใน Waterheads ที่ออกจาก stage m คือ

$$X_m = \frac{\beta^m X_F}{\beta^m X_F + 1 - X_F}$$

จำนวนคิวที่เริ่มใน hydrogen tails ที่ออกจาก stage m คือ

$$Y_m = \frac{\beta^{m-2} X_F}{\beta^{m-2} X_F + 1 - X_F}$$

ส่วนประกอบต่าง ๆ ในรูปที่ 3.6 คำนวณได้ด้วยสมการนี้ จำนวนไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นจาก stage m ถึง n สำหรับ tail ทั้งหมดที่ไหลผ่าน enriching section ของ Ideal Cascade โดยให้ X_{m-1} เป็น Z_F ในรูปที่ 3.7 จะมีค่าเท่ากับ

$$K_E = \sum_{i=n}^{n-1} N_{i+1}$$

$$= P \left\{ \frac{[Y_P(\beta+1) - \beta] \ln [Y_P(1-Z_F)/Z_F(1-Y_P)]}{\ln \beta} + \frac{(Y_P - Z_F) [\beta^2 - (\beta-1)Z_F]}{Z_F(1-Z_F) \beta - 1} \right\}$$

$$\therefore K_E = \frac{0.3553}{\sqrt{7}-1} \left\{ \frac{0.997(\sqrt{7}+1) - \sqrt{7}}{\ln \sqrt{7}} \ln \left[\frac{(0.997)(0.993)}{(0.00725)(0.00313)} \right] \right\}$$

$$+ \left[\frac{0.997 - 0.007}{(0.00725)(0.993)} \right] \left[\frac{7 - (8)(0.00725)}{\sqrt{7} - 1} \right] \left. \vphantom{\frac{0.997 - 0.007}{(0.00725)(0.993)}} \right\}$$

$$= 127.58$$

ไฮโดรเจนจาก stage m-1 จาก tail ของ Ideal Cascade Section ซึ่ง
จำนวนนี้จะขึ้นอยู่กับผลผลิตตั้งสมการ

$$W = \frac{P(X_P - X_{m-2})}{X_{m-2} - Y_{m-1}}$$

จากรูป 3.7 จำนวน tail จะเท่ากับ

$$W = \frac{0.3553(0.99693 - 0.002752)}{0.002752 - 0.001042}$$

$$= 206.57$$

อัตราการ feed เข้า stage ที่ 4 คือ $W + P = 206.93$

จากรูปที่ 3.6 ตอนแรก stage m-2 เป็น Simple cascade ไม่มีกระบวนการ
ย้อนกลับซึ่งค่าคงที่ของ heads separation factor คือ β ส่วนที่แยกออกมาของคิวที่เรียง
จาก Simple Cascade stage m-2 ที่ค่าคงที่ β คือ

$$r_{m-2} = \left[\frac{\alpha - \beta}{\alpha - 1} \right]^{m-2}$$

จากรูปที่ 3.7 คิวที่เรียงในส่วนที่แยกออกมานี้จากสาม stage ของ Simple Cascade
คือ

$$r_3 = \left[\frac{7 - \sqrt{7}}{7 - 1} \right]^3$$

จำนวนโมลของน้ำธรรมชาติที่ feed เข้า stage ที่ 1 จำนวน 206.93 โมลของน้ำมี
ความเข้มข้นคิวที่เรียง 0.2752 อะตอมเปอร์เซ็นต์จาก stage 3 คือ

$$F = \frac{(206.93)(0.002752)}{(0.38220)(0.000149)} = 10,000$$