



การวิจัย และพัฒนาการสังเคราะห์ที่น้ำมันสังเคราะห์ระยะที่ 1

โดย

ปิยะสาร ประเสริฐธรรม

โครงการวิจัย เลขที่ 19G-CHEM-2526
ทุนส่งเสริมการวิจัยด้วยเงินจากประมาณแผ่นดิน

สถาบันวิจัยและพัฒนาของคณะวิศวกรรมศาสตร์

คณะวิศวกรรมศาสตร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กรุงเทพฯ

665.7
ป621ก
ค.1ก.1

กันยายน 2527

การวิจัยและพัฒนาการสังเคราะห์น้ำมันสังเคราะห์

ระยะที่ 1

โดย

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ปิยะสาร ประเสริฐธรรม

วุฒิปริญญาโท (จุฬา), M.S (P.I.N.Y.),

Dr.Ing (I.N.S.A)



โครงการวิจัยเลขที่ 19G-CHEM-2526

ทุนงบประมาณแผ่นดิน

สถาบันวิจัยและพัฒนาของคณะวิศวกรรมศาสตร์

คณะวิศวกรรมศาสตร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กรุงเทพฯ ๖

กันยายน 2527

สารบัญ

		หน้า
✓ บทที่ 1	บทนำ	1
✓ บทที่ 2	กระบวนการทำแก๊สสังเคราะห์ให้บริสุทธิ์	16
	- สกร๊อบเบอร์	18
	- กระบวนการกำจัดแก๊สเฉื่อย	19
	- กระบวนการในการกำจัดแก๊ส CO ₂	20
	- การดูดซับ CO ₂ ในน้ำ	20
	- การกำจัด CO ₂ ด้วยแอมโมเนีย	21
	- การกำจัด CO ₂ โดยใช้สารเอทาโนลามีน	22
	- การกำจัด CO ₂ โดยใช้สารละลายเกลือต่าง	26
	- การดูดซับ	30
	- สารดูดซับ	35
	- การดูดความชื้นจากก๊าซ	42
	- สารดูดความชื้น	47
บทที่ 3	การออกแบบ	48
	- กระบวนการในการกำจัดสิ่งเจือปนที่เป็นของแข็ง, CO ₂ และไอน้ำ	50
	- การออกแบบสกร๊อบเบอร์	51
	- การออกแบบหอคอยดูดซับ	52
	- การออกแบบหอกลิ้นแยก	53
	- การออกแบบหน่วยกำจัดน้ำ	54
บทที่ 4	การปฏิบัติการ	57
	- ผลการปฏิบัติการของหอคอยดูดซับ	58
	- ผลการปฏิบัติการของหอกลิ้นแยก	64
	- ผลการปฏิบัติการของหน่วยกำจัดน้ำ	68
	- ผลการปฏิบัติการของหน่วยดูดซับขั้นสุดท้าย	70

	หน้า
บรรณานุกรม	71
ภาคผนวก A	73
ภาคผนวก A1 MATERIAL BALANCE	74
ภาคผนวก A-2 การคำนวณและออกแบบสกริปเตอร์	81
ภาคผนวก A-3 การคำนวณและออกแบบหอคอยซึม	84
ภาคผนวก A-4 การคำนวณและออกแบบหอกลั่นแยก	100
ภาคผนวก A-5 การคำนวณและออกแบบหน่วยกำจัดน้ำ	138
ภาคผนวก B	148
ภาคผนวก B-1 ชุดวัตุขงหมุม	149
ภาคผนวก B-2 ชุดอ็อกและสงแกสคววมคั่นสูง	151

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 1

บทนำ



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารออลิฟาติกไฮโดรคาร์บอน (Aliphatic Hydrocarbon) และสารประกอบที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ สามารถสังเคราะห์ได้จากการทำงานของแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์บนตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหมาะสม Franz Fischer และ Hans Tropsch ได้เริ่มทำการสังเคราะห์สารไฮโดรคาร์บอนเหลวบนตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็กอัลคาไลซ์ (Alkalized iron catalyst) ได้ตั้งแต่ปี ค.ศ. 1923 แล้ว โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนสูงมาก ดังนั้นจึงได้มีการค้นคว้าวิธีที่จะนำความร้อนออกจากตัวเร่งปฏิกิริยามากมายหลายวิธีในการพัฒนาเครื่องปฏิกรณ์ เคมีนี้ต่อมา

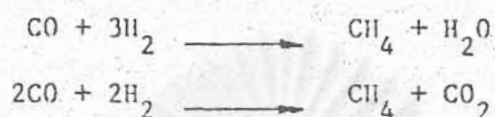
กระบวนการสังเคราะห์ของฟิชเชอร์-ทรอปช์ นี้จะผลิตได้สารไฮโดรคาร์บอนเป็นหลักโดย 5-15% ของผลผลิตทั้งหมดเป็นสารไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ แต่ถ้าเลือกใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาและภายใต้สภาวะที่ใช่ทำงานที่เหมาะสมแล้วก็จะสามารถเพิ่มปริมาณผลผลิตของสารไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบได้อีกมาก ในการผลิตสารประกอบที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ (นอกจากน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์) โดยไม่ให้เกิดสารไฮโดรคาร์บอนด้วยเลย สามารถทำได้ด้วยปฏิกิริยาไฮโดรฟอร์มิลเลชัน (hydroformylation) โดยที่โอเลฟิน (olefin) จะทำปฏิกิริยากับแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ ในขบวนการออกซิโ (OXO) การไฮโดรฟอร์มิลเลชันของโอเลฟินไปเป็นอัลดีไฮด์ (aldehyde) เกิดขึ้นได้โดยการเพิ่มอะตอมของไฮโดรเจนและกลุ่มฟอร์มิล (Formyl group) ไปยังบอนต์

กระบวนการสังเคราะห์แบบฟิชเชอร์-ทรอปช์พื้นฐานนั้นรวมถึงขบวนการซินนอล (Synol) ซึ่งผลิตแอลกอฮอล์ความเข้มข้นค่อนข้างสูง และขบวนการไอโซซิงทีซิส (Isosynthesis) ซึ่งผลิตบรานซ์เชนไฮโดรคาร์บอน (Branched chain hydrocarbon) ด้วย

ช่วงสงครามโลกครั้งที่สองมีความต้องการในการใช้ผลผลิตจากปิโตรเลียมในปริมาณสูงมาก ทำให้เกิดความสนใจในการสังเคราะห์สารพลังงานในรูปของเหลวและแก๊สจากถ่านหินขึ้น ช่วงทศวรรษ 1930 ได้เกิดขบวนการสังเคราะห์พลังงานโดยใช้ถ่านหินเป็นวัตถุดิบขึ้นในประเทศเยอรมันและเป็นขบวนการสำคัญของเสรษฐกิจของเยอรมันสมัยนั้น ในท่วงสงครามโลกครั้งที่ 2 เยอรมันมีปริมาณพลังงานในรูปของเหลวพอเพียงด้วยตัวส่วนหนึ่งจากการเร่งขบวนการผลิตน้ำมันสังเคราะห์ ภายหลังจากต่อมาได้มีการผลิตน้ำมันสังเคราะห์ที่น้อยลงโดยเปลี่ยนมาผลิตสารเคมีที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบและโซ (waxes) แทนภายในโรงงานเหล่านี้

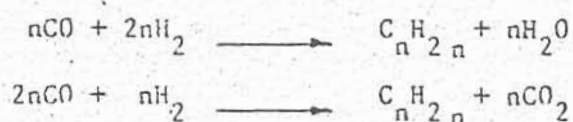
ประวัติความเป็นมา

ในปี ค.ศ. 1902 Sabatier และ Senderens (1) ได้รายงานผลงานการสังเคราะห์มีเทนโดยกระบวนการคาตาไลติกรีดักชัน (Catalytic reduction) ของคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนบนตัวเร่งปฏิกิริยาที่เคลือบและโคบอลต์ที่ความดันบรรยากาศ



ในข่วงต้นของทศวรรษที่ 1920 Badische Anilin-und Soda-Fabrik ได้ประกาศถึงความสำเร็จในการเปลี่ยนแปลงทางเคมีโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาของคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน ที่ 20-30 MPa (200-300 atm.) และ 300-400°C ไปเป็นเมทานอล (2,3) กระบวนการนี้ต่อมาได้ทำเป็นอุตสาหกรรมโดยทั่วไป ในปี 1913 ดิซลิตซ์ในการผลิตสารประกอบที่ออกซิเจนเป็นองค์ประกอบและ aliphatic hydrocarbons โดยขบวนการ Catalytic hydrogenation ของคาร์บอนมอนอกไซด์เงินของ Badische Anilin-und Soda-Fabrik ในช่วงเวลาใกล้เคียงกัน Fischer และ Tropsch ก็ได้ประกาศกระบวนการฟิชเชอร์ (Synchime) ซึ่งใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็กช่วยที่ปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนเพื่อผลิตของผสมของแอลกอฮอล์อัลดีไฮด์ (aldehyde), คีโตน (ketone) และกรดไขมันที่ความดันบรรยากาศ การผลิตของเหลวจากปฏิกิริยาของไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ 100 ถึง 150 บรรยากาศ และ 750-840 °F โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาอัลคาไลโออีนเทินนิง (alkalized iron-turning catalysts) ได้รายงานโดย Frans Fischer และ Hans Tropsch ในปี 1923 (4)

ในกระบวนการสังเคราะห์ที่ความดันปรกติแบบดั้งเดิม (5) สารไฮโดรคาร์บอนที่หนักเกินได้ถูกผลิตขึ้นด้วยปฏิกิริยาคล้ายกับผลงานของ Sabatier แต่เป็นที่อุณหภูมิต่ำกว่าระดับที่จะเกิดมีเทน



ในช่วงกลางทศวรรษที่ 1930 การพัฒนาตัวเร่งปฏิกิริยาและเทคนิค ทำให้เกิด
 ลิขสิทธิ์ของขบวนการแก่ Ruhrchemic ในการผลิตไฮโดรคาร์บอนเหลวและไฮ
 พาราฟิน (paraffin waxes) โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบตกตะกอนโคบอลบนดีเซลเกอร์
 (precipitated cobalt-on-kieselguhr catalysts)

ต่อมา Fischer และ Pichler ได้พัฒนาการสังเคราะห์ที่ความดันปานกลาง
 ที่ 0.5-2 MPa (5-20 บรรยากาศ) โดยใช้ dispersed cobalt catalysts ซึ่งช่วย
 เพิ่มผลผลิตไฮโดรคาร์บอนอีกถึง 10-15% โดยไฮพาราฟินเพิ่มขึ้น 45% ของผลผลิตของ
 เหล่าทั้งหมด การหลีกเลี่ยงการ hydrotreating catalyst (ซึ่งทำให้ความดันสูง)
 ทำให้อายุของตัวเร่งปฏิกิริยายาวนานมากขึ้น

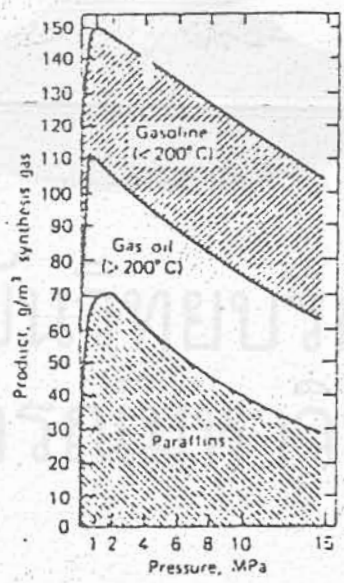


Figure 1-1 Influence of pressure on yields of gasoline, gas oil, and paraffin (cobalt catalyst). To convert MPa to atm. divide by 0.101. To convert g/m³ to lb/ft³, multiply by 6.24 x 10⁻³

รูปที่ 1-1 แสดงถึงอิทธิพลของความดันต่อผลผลิตที่ได้ ที่ความดันสูงกว่า 2 MPa (20 บรรยากาศ) ผลผลิตรูปพาราฟิน จะลดลงแต่มีการเปลี่ยนแปลงของอัตราส่วนของแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สออย (gas oil) น้อยมาก

Fischer และ Pichler ได้พบต่อมว่าจะได้ผลผลิตสูงขึ้นโดยการใช้นำมันที่ตกตะกอน (precipitated iron-catalyst) ที่ 1-3 MPa (10-30 บรรยากาศ) และจะได้ออกซิเจน (waxes) ที่มีจุดหลอมละลายสูงมากถ้าสังเคราะห์ที่ 10-100 MPa (100-1000 บรรยากาศ) โดยตัวเร่งปฏิกิริยาโรทีเนียม (ruthenium) ในช่วงเวลาเดียวกันนี้ กระบวนการสังเคราะห์ออกซิเจนซึ่งเป็นกระบวนการเกี่ยวเนื่องกันก็ได้รับการแถลงขึ้นด้วย ในช่วงต้นของสงครามโลกครั้งที่ 2 Fischer และเพื่อนร่วมงานของเขาได้พัฒนากระบวนการไอโซซินทีซีส (Isosynthesis) ซึ่งผลิตไอโซพาราฟิน (isoparaffin) น้ำหนักโมเลกุลต่ำที่ได้ถูกหมักและความดันสูงบนทอเรีย (Thoria) และส่วนผสมของอูมิมาและจึงคือออกไซด์ ในช่วงต้นของทศวรรษ 1960 ได้มีการสังเคราะห์โพลีเมทิลีน (polymethylenes) โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแอคทีเวเตดโรทีเนียม (activated ruthenium catalyst) ภายใต้ความดันสูง

✓ ในกระบวนการสังเคราะห์ Fischer-Tropsch ในทางอุตสาหกรรมนั้น

มีขั้นตอนสำคัญ 5 ขั้นตอนคือ

1. การผลิตแก๊สสังเคราะห์
2. การทำแก๊สสังเคราะห์ให้บริสุทธิ์โดยการกำจัดน้ำ, ฝุ่นละออง, ไฮโดรเจนซัลไฟด์, คาร์บอนไดออกไซด์และสารประกอบกำมะถันอินทรีย์
3. การสังเคราะห์สารไฮโดรคาร์บอน
4. การควบคุมผลผลิตที่เป็นของเหลวและการจับน้ำแข็งแก๊สไฮโดรเจนที่ไปกับแก๊สจากการผลิต
5. การกลั่นลำดับส่วนของผลิตภัณฑ์สังเคราะห์

✓ โดยเครื่องปฏิกรณ์สังเคราะห์มีขนาดและวิธีการทำงานของมันเป็นเอกลักษณ์ของขบวนการนี้โดยเฉพาะ ในการสังเคราะห์ที่ความดันต่ำจะใช้กลุ่มท่อมาความร้อนแทรกอยู่ระหว่างตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งจะมีน้ำหล่อพาความร้อนจากปฏิกิริยาออกเพื่อขยับยั้งการเกิดมีเทน ซึ่งทำให้เกิดอุณหภูมิสูง ในขบวนการความดันสูงกลุ่มท่อซึ่งบรรจุตัวเร่งปฏิกิริยาภายในและมีน้ำไหลผ่านไปโดยรอบจะ

เป็นหน่วยสังเคราะห์ในทั้งสองระบบนี้ หน่วยสังเคราะห์แต่ละอย่างจะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา
ประมาณ 10 ลูกบาศก์เมตร (350 ลูกบาศก์ฟุต) และมีความจุ 4.8 ลูกบาศก์เมตร (30 บาเรล)
ของผลผลิตที่เป็นของเหลวต่อวัน

โรงงานที่ใช้กระบวนการ Fischer-Tropsch ในทางอุตสาหกรรมถูกสร้างขึ้น
ครั้งแรกในประเทศเยอรมันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ ในปี 1936

ถึงปี 1939 มีโรงงานทางพาณิชย์ทำการผลิตในประเทศเยอรมันถึง 9 โรงงาน
โดยมี 5 โรงงานใช้กระบวนการสังเคราะห์ที่ความดันปกติ, 2 โรงงานใช้ความดันปานกลาง
และอีก 2 โรงงานมีอุปกรณ์เปลี่ยนไปได้ทั้ง 2 ช่วงความดันข้างต้น โรงงานที่ใหญ่ที่สุดมี
ความจุ $400 \text{ m}^3/\text{d}$ (2500 bbl/d) ของผลผลิตที่เป็นของเหลว โดยในช่วง
สงครามโลกครั้งที่ 2 ผลผลิตรวมได้ถึง $2800 \text{ m}^3/\text{d}$ ($18,000 \text{ bbl/d}$) โดยใช้
ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์โดยทั่วไป แม้ในช่วงปี 1943 มีการขาดแคลนโคบอลต์ขึ้นและได้มีการ
ทดลองโรงงานต้นแบบซึ่งแสดงผลของการผลิตสารไฮโดรคาร์บอนด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็ก
โคบอลต์ แต่อย่างไรก็ตามผลผลิตสูงสุดก็จะต่ำกว่าที่ใช้โคบอลต์ 15%

จุดมุ่งหมายเบื้องต้นของเยอรมันในกระบวนการฟิชเชอร์-ทรอปป์ ก็เพื่อผลิตวัตถุดิบ
ที่เหมาะสมที่จะนำไปแปรสภาพเป็นโซลันท์ที่ใช้รับประทานได้ ทำสบู่ และแอมโมเนีย ซึ่งตรง
ข้ามกับกระบวนการไฮโดรจีเนชัน (hydrogenation) ซึ่งต้องการผลิตสารอโรมาติก
(aromatics) ซึ่งเป็นแหล่งผลิตน้ำมันเครื่องบินชนิดคุณภาพสูง

ในช่วงปี 1973-1974 โรงงานที่ใช้กระบวนการฟิชเชอร์-ทรอปป์ ได้ถูกสร้างขึ้น
ทั้งในฝรั่งเศส, ญี่ปุ่น และแมนจูเวียด้วย

การพัฒนากระบวนการในประเทศอื่น

ในตอนปลายทศวรรษที่ 1930 ได้มีการทำงานทดลองในประเทศอังกฤษ จนกระทั่ง
มีการสร้างโรงงานต้นแบบขนาดใหญ่เพื่อศึกษากระบวนการฟิชเชอร์-ทรอปป์ในประเทศฝรั่งเศส
Societe Comurieres-Kuhlmann ได้ขอสิทธิบัตรกระบวนการจาก Ruhrchemie
และก่อสร้างโรงงานพาณิชย์ใกล้กับ Calais ซึ่งผลิตไฮโดรคาร์บอนเหลวประมาณ 150 ลบ.เมตร

(940 bbl) ต่อวัน ในญี่ปุ่นมีโรงงานขนาดใหญ่ 2 โรงงานทำการผลิตภายใต้ลิขสิทธิ์ของ Ruhrchemie ซึ่งมีผลผลิตรวมของน้ำมัน 400 ลบ.เมตร(2500 bbl)ต่อวัน

ในกลางทศวรรษที่ 1930 Universal Oil Products ได้รายงานผลการผลิตน้ำมันแก๊สโซลีนที่ผลิตจากขั้นจากการแครกกิง (cracking) น้ำมันสังเคราะห์ที่ซีเชอร์ ซึ่งมีจุดเดือดสูงได้ Consortium(ซึ่งรู้จักในนามบริษัท Hydrocarbon Synthesis) ได้เข้ามาร่วมตกลงเรื่องสิทธิการสังเคราะห์แบบซีเชอร์ภายนอกประเทศเยอรมันกับ Ruhrchemie ได้มีงานทดลองต่อมาก่อนเกิดสงครามโลกครั้งที่ 2 โดยกลุ่มนี้จนกระทั่งล้มเลิกลงเพราะเกิดสงคราม

ในสหรัฐอเมริกาเช่นเดียวกับประเทศอื่นๆ ที่ความขาดแคลนบุคลากรพลังงานในช่วงสงครามได้กระตุ้นให้เกิดความสนใจในการสังเคราะห์สารพลังงานขึ้น การผลิตน้ำมันสังเคราะห์จากสารพลังงานอื่นที่ไม่ใช่จากสารปิโตรเลียมได้มีการสนใจกันอย่างกว้างขวางในประเทศสหรัฐอเมริกา หลังจากที Field Intelligence Agency team (FIAT) กลับมาจากประเทศเยอรมันในปี ค.ศ. 1945 และได้รายงานถึงจุดสำคัญเคมีของเยอรมันที่สามารถผลิตน้ำมันสังเคราะห์ 4,500,000 tons ต่อปีได้จากถ่านหิน ต่อมาหลังจากที่วิศวกรอเมริกัน ได้สำรวจผลงานของเยอรมันแล้วเห็นว่าน่าจะนำแก๊สธรรมชาติมาผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับขบวนการซีเชอร์-ทรอปย์ แทนถ่านหินในกระบวนการไฮโดรคอล (Hydrocol), Hydrocarbon Research Inc. นำแก๊สธรรมชาติและออกซิเจนบริสุทธิ์มาผลิตแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งจะนำไปผลิตน้ำมันสังเคราะห์ใน fluidized beds ของตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็ก มีโรงงานสร้างขึ้นโดย Carthage Hydrocol Co. ใน Brownsville, Texas ในปี 1950

U.S. Bureau of Mines ได้ตรวจสอบข้อมูลของเยอรมันดูในช่วงนั้นเห็นว่าไม่ว่าจะเป็นกระบวนการใช้ถ่านหินหรือแก๊สธรรมชาติก็ตามไม่คุ้มทุนสำหรับสภาพการณ์ในอเมริกา ขณะที่กำลังแหล่งน้ำมันปิโตรเลียมในตะวันออกกลางมีราคาต่ำ และได้ทำการวิจัยกระบวนการทั้งสองต่อมาในห้องทดลองโดยการท้าววิจัยพื้นฐาน การศึกษาขนาดโรงงานต้นแบบได้ทำขึ้นที่ Pittsburgh laboratories และต่อมาที่ Bruceton, Pa. โรงงานต้นแบบที่ใช้ถ่านหินได้ถูกสร้างขึ้นที่ Morgantown, W.Va และต่อมาได้มีการสร้างโรงงานทดลองกันทั้ง 2 ขบวนการที่ Louisiana, Mo. ซึ่งออกแบบให้เล็กแต่พอเพียงที่จะทดสอบสภาวะการดำเนินงานที่จะเทียบได้กับโรงงานขนาดใหญ่ในอนาคต

ในช่วงการทดลองผลปรากฏว่าการใช้ถ่านหินเป็นวัตถุดิบจะให้ผลคุ้มค่า แต่อย่างไรก็ตามได้มีการพัฒนาขบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (gasification) ซึ่งเป็นค่าใช้จ่าย 60-70% ของการผลิตแก๊สสังเคราะห์

ตารางที่ 1-1 แสดงการเปรียบเทียบสภาวะการทำงานในการสังเคราะห์ของขบวนการเยอรมันกับข้อมูลจากโรงงานต้นแบบไฮโดรคอล (Hydrocol)

นอกจากนี้ U.S. Bureau of Mines ได้ทดสอบเทคนิคอื่นๆ รวมทั้งการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยตรงกับน้ำมันที่ไหลหมุนเวียนใน fixed และ moving beds ของตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเม็ด และการแปรสภาพในรูปสารแขวนลอย หรือ slurries ของตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นผงละเอียดในน้ำมัน

Table 1-1 Comparison Between Fixed-Bed and Fluidized Catalysts^a

operating data	German fixed-bed catalyst	Hydrocol fluidized catalyst
temperature, °C	180-220	200-350
throughput vol gas/(vol catalyst-h)	100	3000 ^b
heat of reaction, MJ/(m ³ catalyst-h) ^c	209	6279
yield of C ₃ and higher, g/m ³ synthesis gas ^d	165	165
yield of C ₃ and higher, kg/m ³ catalyst-h	16.5	495
synthesis converters required for production of 1 × 10 ⁶ t/yr	635-907	5

^a Ref. 104.

^b The expanded volume of the catalyst is considered.

^c To convert MJ/m³ to Btu/ft³, multiply by 26.7.

^d To convert g/m³ to lb/ft³, multiply by 6.243 × 10⁻⁶.

ในปี 1947 สหภาพแอฟริกาใต้ได้มีการออกกฎหมายสนับสนุนการผลิตน้ำมันจากถ่านหิน ในเชิงอุตสาหกรรมขึ้น ต่อมาบริษัท South African Coal, Oil, and Gas Corporation (Sasol) ได้ตั้งขึ้นจากการรวมทุนโดย Industrial Development Corporation ของรัฐบาล โรงงานสังเคราะห์ขนาดใหญ่ได้สร้างขึ้นบริเวณแหล่งถ่านหินโดยใช้เทคโนโลยีของขบวนการ Fluidized Synthol ร่วมกับหน่วยสังเคราะห์แบบ Ruhrchemie-Lurgi fixed-bed Arge และได้เริ่มผลิตขึ้นในปี 1955 โรงงาน Sasol I นี้ นับได้ว่าประสบความสำเร็จในการดำเนินการภายหลังสงครามโลกมา ด้วยการใช้อุททิบเป็นถ่านหินซึ่งมีเก็บมากและราคาถูกที่หาได้ ที่นั่น และผลิตผลผลิตหลายชนิดรวมทั้งแก๊สเชื้อเพลิง, น้ำมัน, แวกซ์ และผลผลิตของสารที่มี ออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ โดยแก๊สสังเคราะห์ผลิตขึ้นโดย Lurgi moving bed gasifiers

โรงงาน Sasol I นี้ นับเป็นศูนย์กลางอุตสาหกรรมเคมีของแอฟริกาใต้ เมื่อได้ เพิ่มการผลิตสารเคมี, สารเปโตรเคมีและปุ๋ย ขึ้นในปี 1960 ซึ่งผลิตสารเคมีรวมทั้ง แอมโมเนีย, butadiene, styrene และ ethylene ด้วย และผลิตแก๊สอุตสาหกรรมสำหรับ Southern Transvaal เกือบทั้งหมดผ่านท่อแก๊สยาวถึง 100 ไมล์

ในปี 1974 เหมืองถ่านหินซาซอล (Sasol) ผลิตถ่านหินถึง 16,000 ตัน/วัน โดย 6000 ตัน/วัน ป้อนเข้าสู่ Lurgi gasifier 13 เครื่อง โดยแก๊สซิไฟเออร์ แต่ละหน่วยใช้ถ่านหินโดยเฉลี่ย 39,000 ลบ.เมตร/ชม. (14×10^5 ลบ.ฟุต/ชม.) และถ่านหิน 5400 ตัน/วัน ใช้ในการผลิตไฟฟ้าและไอน้ำ โรงงานผลิตออกซิเจนซึ่งใหญ่ที่สุดในโลกขณะนั้น ผลิตออกซิเจนบริสุทธิ์ 98% ถึง 2350 ตัน/วัน ผลผลิตเคมีและเชื้อเพลิงที่โดยรวมทั้งน้ำส้ม แก๊สโซลีน 1.5×10^6 ตัน/ปี

ในปี 1974 นี้ได้มีการตัดสินใจสร้างโรงงาน Sasol II ซึ่งมีขนาดใหญ่กว่ามาก ขึ้นที่ Secunda โดยประมาณค่าสร้างถึง 3,000 ล้านดอลลาร์ เพื่อผลิตน้ำมันเชื้อเพลิง โดยเฉพาะในเนื้อที่ประมาณ 3 ตารางไมล์และเริ่มดำเนินการผลิตในปี 1980 โดยมี cooling towers สูงเกือบ 550 ฟุต และหน่วยสังเคราะห์ Synthol 7 หน่วย ซึ่งแต่ละหน่วย สูงถึง 225 ฟุต

ต้นปี 1979 ยังได้มีการตัดสินใจสร้างโรงงานผลิตน้ำมันจากถ่านหินขนาดใหญ่ขึ้นอีก 2 แห่งของผลผลิตที่นำมาด้วยค่าใช้จ่ายประมาณ 3000 ล้านดอลลาร์สำหรับให้ชื่อ Sasol III

โดยผลผลิตหลักคือน้ำมันแก๊สโซลีน, น้ำมันดีเซล, แก๊ส LPG, น้ำมันภาค และ น้ำมันเครื่อง
อื่นเจก นอกจากนี้ยังผลิตแอลกอฮอล์และสารเคมีเกี่ยวเนื่องอีก 250,000 ตัน/ปี โดยต้องใช้
ถ่านหินกับโรงงาน Sasol II และ III นี้ประมาณ 27 ล้านตัน/ปี

การพัฒนาในช่วงปัจจุบัน

ได้มีการวิจัยต่อเนื่องอย่างกว้างขวางเพื่อหากลไกของการสังเคราะห์แบบฟิชเชอร์-
ทรอปช์ เช่น การวิเคราะห์บทบาทของต่าง (6, 7) การรวบรวมการศึกษาทฤษฎีใหม่ๆ จะหาได้
จากหนังสืออ้างอิง (8)

ความสำเร็จที่สำคัญในปัจจุบันในสาขาที่เกี่ยวข้องคือกระบวนการเปลี่ยนแปลงทางเคมี
ของเมทานอลโดย Mobil ในปี 1976 โดยสารประกอบเฮเทอโรออร์แกนิก (heteroorganic)
หลายชนิดรวมทั้ง เมทานอลและไดเมทิลอีเทอร์ สามารถจะแปลงเป็นสารไฮโดรคาร์บอนแบบ
 C_2-C_{10} ได้อย่างมีประสิทธิภาพโดยการใช้อยูไลต์ (Zeolite) รูปทรงเฉพาะชนิดพิเศษ โดย
กลไกของการเปลี่ยนแปลงได้รับการอธิบายโดยเมทานอลถูกเปลี่ยนเป็นโอสีนในช่วง C_2-C_5
และโอสีน C_2-C_5 จะถูกเปลี่ยนเป็นพาราฟิน, ไอโซพาราฟิน และโอสีน ที่มีคาร์บอนมากกว่า
6 อะตอม ซึ่งอยู่ในช่วงของน้ำมันแก๊สโซลีน (C_4-C_{10}) น้ำมันแก๊สโซลีนที่ผลิตขึ้นมีส่วนประกอบ
ทางเคมีคล้ายกับที่กลั่นจากน้ำมันปิโตรเลียมและมีค่าออกเทน เมื่อไม่ได้ผู้สารตะกั่วถึง 90-95
Mobil gasoline นี้เหนือกว่าทั้งปริมาณและคุณภาพจากน้ำมันที่ผลิตได้จากขบวนการฟิชเชอร์-
ทรอปช์ ดังเดิม

โรงงานแบบ Fixed bed พร้อมทั้งจะสร้างในเชิงพาณิชย์แล้ว โดย Mobil Oil
ได้เสนอโครงการร่วมต่อรัฐบาลนิวซีแลนด์ซึ่งอาจจะตกลงสร้างโรงงานแบบนี้ ซึ่งสามารถผลิตน้ำมัน
ได้ครึ่งหนึ่งของความต้องการน้ำมันของประเทศนิวซีแลนด์ (ซึ่งต้องการ 6360 ลบ.เมตร/วัน หรือ
40,000 bbl/d) ในปี 1984 ซึ่งแก๊สธรรมชาติจะถูกเปลี่ยนเป็นเมทานอลและเปลี่ยนเป็นน้ำมัน
แก๊สโซลีนอีกทีหนึ่ง

การทดลองโดยใช้ fluidized-bed ได้ทดลองกันในโรงงานต้นแบบขนาด
0.63 ลบ.เมตร/วัน (4 bbl/d) และ US. Department of Energy ได้แสดงควา
สนใจโครงการร่วมของรัฐบาลเยอรมันและเอกชนเยอรมันในการสร้างโรงงานต้นแบบแบบ
fluidized-bed ขนาด 16 ลบ.เมตร/วัน (100 bbl/d) ในประเทศเยอรมัน

คุณสมบัติของน้ำมันสังเคราะห์ด้วยกระบวนการฟิชเชอร์-ทรอปช์

น้ำมัน Fischer-Tropsch ที่ได้จากการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์เกือบเหมือนกับน้ำมันปิโตรเลียมธรรมชาติชนิด paraffinic สูงแต่ส่วนผสมไม่ลึกลับซับซ้อนเท่า โดยส่วนใหญ่เป็นโมเลกุลชนิด Straight chain saturated aliphatic แต่ก็อาจมี mono olefins เกิดขึ้นในปริมาณมากด้วย แอตกซอล, กรดไขมันและสารประกอบที่มีออกซิเจน เป็นองค์ประกอบอื่นๆ จะเกิดขึ้นน้อยกว่า 1% ของผลผลิตทั้งหมด การสังเคราะห์ที่ normal pressure จะให้น้ำมันแก๊สโซลีน 60% , gasoil 30% และ paraffin 10% (mp. 20-100°C) การสังเคราะห์ที่ความดันปานกลางจะได้น้ำมันแก๊สโซลีน 35% gas oil 35% และ paraffin 30% แต่ค่าออกเทนของน้ำมันแก๊สโซลีนที่ได้จะต่ำกว่าเกินกว่าจะใช้เป็นน้ำมันเครื่องยนต์ได้

น้ำมันแก๊สโซลีนที่ผลิตขึ้นในเบอรมันจะถูกผสมเป็นน้ำมันเครื่องยนต์กับ benzene จากการโคกกิง (coking) น้ำมันแก๊สออกสามารถใช้ได้โดยตรง เป็นน้ำมันดีเซลขั้นต้นได้ พาราฟินที่ได้นำไปสังเคราะห์กรดไขมันและสบู่ชนิดแข็ง แก๊สโพรเพนและอีเทนใช้เป็นน้ำมันเครื่องยนต์ โพรพิลีนและอีวโทลีนส่วนหนึ่งจะถูกโพลีเมอไรซ์ด้วยกรดฟอสฟอริกไปเป็นน้ำมันแก๊สโซลีนออกเทนสูงและโอสตินบางส่วนไปเป็นน้ำมันหล่อลื่น

ตารางที่ 1-2 แสดงค่าของส่วนประกอบหลักของผลผลิตจากการผลิตทั้งที่ความดันปรกติและความดันปานกลาง

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Table 2. Properties of Normal and Medium Pressure Syntheses Products^a

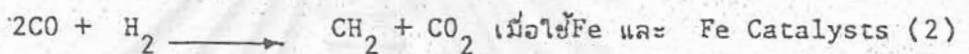
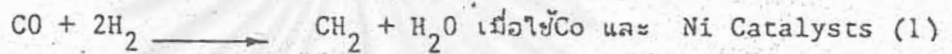
Constituent	Wt % of total products listed ^b		d ₄ ¹⁵	Olefin s, vol %	bp index ^c	Mol wt (av)	No. C atoms	Cloud pt, °C	Pour pt, °C	Octane no., research method	Cetane No.	
											Motor	Research
normal pressure synthesis ^d												
gasol (C ₃ + C ₄)	12	12		50			C ₃ + C ₄					
gasoline, to 135°C	49		0.689	37	108	100	C ₄ -C ₁₀			52		
gasoline, to 207°C		54	0.693	34	115	115	C ₄ -C ₁₁			49		
diesel oil, 185-320°C	29		0.760	15	245	190	C ₁₁ -C ₁₈	-13	-18		87	100
diesel oil, 200-320°C		24	0.766	13	260	205	C ₁₂ -C ₁₃	-5	-9		92	105
soft paraffins, 320-450°C	7	7	0.900	iodine value			>C ₁₈					
hard paraffins, >450°C	3	3	0.930	2								
Total	100	100										
medium pressure synthesis ^e												
gasol (C ₃ + C ₄)				30			66% C ₄ 34% C ₃					
gasoline, to 185°C	35		0.685	20	110	100	C ₄ -C ₁₀			28		
gasoline, to 200°C		40	0.689	19	120	115	C ₄ -C ₁₁			25		
diesel oil, 185-320°C	35		0.760	10	240	190	C ₁₁ -C ₁₈	-7	-11		87	100
diesel oil, 200-330°C		35	0.766	8	255	205	C ₁₂ -C ₁₉	-2	-5		92	105
soft paraffins >320°C	30		0.90	iodine value			>C ₁₈		80 ^f			
>330°C		25	0.90	2			>C ₁₉		80 ^f			
Total	100	100										

^a Ref. 103.^b Total yield per cubic meter of synthesis gas: normal pressure synthesis, 148 g; medium pressure synthesis, 145 g of liquid products and 10 g of gasol.^c The boiling point index is the sum of the temperatures at which 5, 15, 25, . . . 95 vol % distill over, divided by 10.^d At 101 kPa (1 atm); 180-95°C; catalyst, 100 Co:5 ThO₂:7.5 MgO:200 kieselguhr; 1 CO:2 H₂ (18-20% inert components); throughput, 1 m³ synthesis gas/(kg Co-h) (3.5 ft³/h Co-h), two stage, no recycle.^e At 707 kPa (7 atm abs); 175-95°C; catalyst, 100 Co:5 ThO₂:7.5 MgO:200 kieselguhr; 1 CO:2 H₂ (18-20% inert components); throughput, 1 m³ synthesis gas/(kg Co-h); two stage; no recycle.^f Approximate.

หลักการทำการสังเคราะห์ไฮโดรคาร์บอน

การสังเคราะห์ไฮโดรคาร์บอนโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโดยปรกติต้องการสภาวะที่เหมาะสมเช่นใช้ active catalyst, ส่วนผสมของแก๊สที่แน่นอน, แก๊สที่ใช้ต่างบริสุทธิ์ (ปราศจากฝุ่นละออง, ทาร์ และสารประกอบของกำมะถัน) รวมทั้งอุณหภูมิเฉพาะของปฏิกิริยา

การสังเคราะห์ไฮโดรคาร์บอนเกิดขึ้นแตกต่างกันแล้วแต่ชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยาตามปฏิกิริยา



ความลำบากในการสังเคราะห์โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาหลักนั้นจะเกิดจากการที่ไม่สามารถเตรียมแก๊สให้ได้อัตราส่วนที่จะเข้าทำปฏิกิริยาเคมีได้เนื่องจากปฏิกิริยาอาจจะเกิดตามสมการ 1 หรือ 2 ก็ได้ แล้วแต่ส่วนประกอบของตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้และโดยเฉพาะที่สภาพของการทำการสังเคราะห์ ซึ่งจะได้อัตราประกอบเป็นคาร์บอนไดออกไซด์, น้ำ, และไฮโดรคาร์บอน

ปรกติผลผลิตจะบอกเป็นกรัมของผลิตภัณฑ์ต่อ m^3 ของก๊าซสังเคราะห์โดยบอกปริมาตรแก๊สที่ 0°C และ 760 ม.ม.ปรอท

เมื่อรู้ปริมาณของ CO และ H_2 ที่เข้าทำปฏิกิริยาตามสมการก็จะหาปริมาณของแก๊สที่ได้และผลผลิตก็จะเทียบได้กับแก๊สปริมาณนี้ ในการนี้จะได้ค่าผลผลิตเทียบกับปริมาณแก๊สที่ใช้ไปในการทำปฏิกิริยา (consumed หรือ ideal gas) ซึ่งอาจจะบอกเป็น ml/m^3 หรือ g/m^3 ของ ideal gas

ในระหว่างทำการสังเคราะห์อัตราการไหลของแก๊สที่ผ่านตัวเร่งปฏิกิริยาที่เปลี่ยนแปลงอาจจะทำให้เกิดผลผลิตที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงไปได้แล้วแต่ชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยาและสภาวะของการ

สังเคราะห์ ดังนั้นจึงควรรักษาอัตราการผลิตของแก๊สให้คงที่ในการทำการสังเคราะห์

อัตราส่วนผสมของการแก๊ส $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:2$ โดยมี $\text{CO} = 33.3\%$ และ $\text{H}_2 = 66.6\%$ จะเหมาะสมกับการสังเคราะห์ที่บรรยากาศโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ผสม หรือตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล โดยอัตราส่วน $\text{CO}:\text{H}_2$ อาจอยู่ในช่วง $1:1.9$ ถึง $1:2.1$ ก็ได้ ผลผลิตจะได้สูงที่สุดเมื่อใช้อัตราส่วนผสมตามสมการภายใต้สภาพการทำการสังเคราะห์ที่เหมาะสม เมื่อใช้ iron-copper หรือ iron catalysts อัตราส่วน $\text{CO}:\text{H}_2$ อาจอยู่ในช่วง $1:1$ ถึง $1:2$ ขึ้นกับวิธีการที่ใช้ในการสังเคราะห์โดยทั่วไปแล้วอัตราส่วนที่ใช้คือ $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:1$ โดยอาจจะเปลี่ยนแปลงในช่วง $1:0.98$ ถึง $1:1.3$

แก๊สทางอุตสาหกรรมปรกติจะมีสิ่งเจือปนซึ่งจะไปทำลายตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ เช่น ไนโตรเจน, มีเทน, คาร์บอนไดออกไซด์, สารประกอบกำมะถัน และสารประกอบไฮโดรคาร์บอน การศึกษาถึงผลของสิ่งเจือปนเหล่านี้ต่อการสังเคราะห์มีเทนสังเคราะห์จึงมีส่วนสำคัญยิ่ง

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่มากเกินไปของ feed gas ไม่มีผลต่อการสังเคราะห์ แต่จะไปป้องกันการเกิดมีเทน ถ้าต้องการให้ผลผลิตคงเดิมก็ต้องเพิ่มอุณหภูมิของปฏิกิริยาขึ้น ใน feed gas ที่มี H_2 มากเกินไปจะป้องกันการเกิดมีเทนและรักษาผลผลิตที่เป็นของเหลวได้ โดยการลดอุณหภูมิของการสังเคราะห์ ปริมาณของไฮโดรเจนใน feed gas มีผลต่อปริมาณแอลเคน (alkane) จากการสังเคราะห์ ถ้าปริมาณไฮโดรเจนเพิ่มจะเพิ่มปริมาณแอลเคนขึ้น โดยเฉพาะในช่วงของก๊าซโพรพิลีน ในขณะที่ถ้าปริมาณไฮโดรเจนที่น้อยลงจะลดปริมาณแอลเคน และเพิ่มปริมาณแอลคีน (alkene) แทนซึ่งทำให้ได้น้ำมันที่ก๊าซโพรพิลีน ที่มีค่าออกเทนสูง

ปริมาณไนโตรเจน, คาร์บอนไดออกไซด์หรือมีเทนใน feed gas น้อยกว่า 15% จะไม่มีผลสำคัญต่อผลผลิตของไฮโดรคาร์บอนเหลว หรือของน้ำแข็งก๊าซโพรพิลีน หรือน้ำจากปฏิกิริยา แต่ถ้าเพิ่มปริมาณแก๊สเฉื่อย (Inert gas) ถึง 18-20% จะลดปริมาณผลผลิตที่เป็นของเหลว แก๊สเฉื่อยยังมีอันตรายกับการสังเคราะห์โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเหล็กผสมทองแดง (iron-copper catalyst) ด้วย ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ 14-30% จะทำให้ผลผลิต CH_2 ลดลง 10-32% ถ้ามีไนโตรเจนหรือมีเทนถึง 16% จะลดผลผลิตลง 18-23% ดังนั้นใน feed gas จึงไม่ควรมี inert impurities เกินกว่า 15-18%

ในการทำปฏิกิริยาโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเหล็กผสมทองแดง (iron-copper catalysts) ที่อุณหภูมิสูงนั้นความชื้นใน feed gas จะมิผลไมแต่ในกระบวนการเท่านั้น แต่ยังมีผลเสียมากต่อค่าตลาดิสต์ด้วย ความชื้นที่สูงจะลดอัตราการเปลี่ยนแปลงทางเคมีของคาร์บอนมอนอกไซด์และผลผลิต เนื่องจากเกิดการออกซิไดซ์ของตัวเร่งปฏิกิริยาชั้นแบบแปรผันกลับไม่ได้ (Irreversible catalyst oxidation) ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และสารประกอบกำมะถันต่างเป็นตัวทำลายตัวเร่งปฏิกิริยาปริมาณที่มีอยู่ในแก๊สสังเคราะห์ที่ทำให้บริสุทธิ์แล้วต้องไม่เกิน 0.1-0.2 กรัม/100 ม³ ของแก๊ส (เมื่อคิดเป็นปริมาณกำมะถัน)

ดังนั้น ข้อจำกัดพื้นฐานของแก๊สสังเคราะห์ควรเป็นดังนี้

- 1) อัตราส่วนของ CO ต่อ H_2 ในแก๊สควรเป็น 1:2 ถ้าใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นโคบอลท์ (โดยมีความคลาดเคลื่อนได้จาก 1:1.95 ถึง 1:2.05 หรือ 1:1 ถ้าใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นเหล็กหรือเหล็กผสมทองแดง (โดยคลาดเคลื่อนได้ถึง 1:1.3)) โดยแก๊สที่มี $CO:H_2 = 1:2$ ก็อาจใช้ได้ในกรณีพิเศษ
- 2) ปริมาณ CO และ H_2 รวมในแก๊สต้องมี 80-85%
- 3) ไม่ควรมีสังเชื้อเพลิงที่เป็นของแข็ง, ทาร์และไม้ควรมีสารประกอบกำมะถันเกินกว่า 0.1-0.2 กรัมของกำมะถันต่อ 100 ลบ.เมตรของแก๊ส

สารไฮโดรคาร์บอนสามารถสังเคราะห์ได้โดยใช้ cobalt-thorium-magnesium, iron-copper หรือ iron catalysts ก็ได้ ในการสังเคราะห์ทางอุตสาหกรรมด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดแรกจะทำที่บรรยากาศหรือความดันที่สูงขึ้น (10 บรรยากาศ) ในขณะที่ถ้าใช้ 2 ชนิดสังเคราะห์ความดัน 10-30 บรรยากาศ

บทที่ 2

กระบวนการทำแก๊สสังเคราะห์ให้บริสุทธิ์

(Gas Purification Processes)



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สำหรับโครงการวิจัยและพัฒนาการสังเคราะห์น้ำมันสังเคราะห์จากไบโอมวล (Biomass) ในส่วนแรก ซึ่งจะทำการวิจัยและพัฒนาการในช่วงเดือนตุลาคม พ.ศ. 2525 จนถึงเดือนกันยายน พ.ศ. 2526 นั้นเป็นส่วนหนึ่งของกระบวนการทำแก๊สสังเคราะห์ให้บริสุทธิ์ (Gas Purification) โดยต้องทำการกำจัด CO_2 , ฝุ่น, ทาร์ (Tar) และไอน้ำ

การกำจัดฝุ่นและทาร์ (Tar) ให้เหลือปริมาณน้อยๆ ทำได้โดยใช้สครับเบอร์ (Scrubber) การกำจัดแก๊สเชื้อป่นทำได้หลายวิธีซึ่งได้พัฒนากระบวนการมากมายหลายกระบวนการ

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

✓ สครับเบอร์ (SCRUBBER)

สครับเบอร์เป็นเครื่องมือกำจัดฝุ่นละอองออกจากก๊าซโดยใช้ของเหลว (ซึ่งปกติใช้น้ำ) ในกระบวนการกำจัดนี้ ซึ่งมีข้อดีคือ

1. สามารถใช้ในงานแบบต่างๆ ได้
2. สะดวกในการปฏิบัติงานและเป็นแบบที่ง่าย
3. ราคาถูกและค่าบำรุงรักษาต่ำ
4. สามารถดับก๊าซได้
5. ให้ประสิทธิภาพสูง

ข้อเสียคือ

1. ความดันลด (Pressure drop) สูง
2. ค่าใช้จ่ายในการปฏิบัติงานสูง

กลไกในการจับฝุ่นละอองสำหรับสครับเบอร์มี 3 แบบ

1. อาศัยแรงเฉื่อยในการจับ (Inertial impaction)
2. อาศัยสภาพการฟุ้งกระจาย (Brownian diffusion)
3. อาศัยการชนโดยตรงของฝุ่น (Flow-line interception)

สำหรับในภาวะการทำงานที่ความเร็วของก๊าซมากกว่า 1 ฟุตต่อวินาที กลไกในการจับฝุ่นจะเป็นแบบอาศัยแรงเฉื่อย (inertial impaction) สครับเบอร์ที่ทำให้ก๊าซและน้ำเข้าไปผสมกันในช่องเล็กๆ จะมีประสิทธิภาพดีกว่าแบบที่ไม่มีและถ้ามีบริเวณที่ก๊าซและน้ำผสมกันไปเรื่อยๆ จะมีประสิทธิภาพดีกว่าแบบที่มีขึ้นเดียว

✓ การเลือกชนิดของสครับเบอร์

ขึ้นอยู่กับ

1. ขนาดของฝุ่น
2. ประสิทธิภาพที่ต้องการในการกำจัดฝุ่น
3. ความดันลดที่เกิดขึ้น

✓ สครับเบอร์ จะให้ประสิทธิภาพต่ำที่สุดประมาณ 80 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งถ้าฝุ่นขนาดใหญ่ก็ใช้แบบธรรมดาซึ่งให้ความดันลดน้อย เมื่อฝุ่นขนาดเล็กมากเป็นซับไมครอน(submicron) ก็ต้องใช้แบบที่ให้ความดันลดมากซึ่งจะให้ประสิทธิภาพสูง ดังแสดงในตารางข้างล่าง (14)

	ความดันลด (นิ้ว น้ำ)	ขนาดฝุ่นเล็กที่สุด ที่สกัดได้ (μ)
สเปรย์เทาเวอร์ (spray towers)	0.5-1.5	10
ไซโคลน สเปรย์ สครับเบอร์ (cyclone spray scrubbers)	2-10	2-10
อิมพิงเมนต์ สครับเบอร์ (impingement scrubbers)	2-50	1-5
เพ็ก และฟลูอิดซ์เบด สครับเบอร์ (packed and fluidized-bed scrubbers)	2-50	1-10
ออริฟิซ สครับเบอร์ (orifice scrubbers)	5-100	1
เวนจูรี สครับเบอร์ (venturi scrubbers)	5-100	0.8
ไฟบรัส เบด สครับเบอร์ (fibrous-bed scrubbers)	5-110	0.5

กระบวนการกำจัดแกลสเสียน

การนำแกลสเสียนที่ไม่ต้องการออกจากสายแกลส (gas streams) ได้มีการพัฒนาจากการล้างครั้งเดียวแบบง่ายๆ จนถึงระบบการล้างแบบเวียนหลายชั้นต่อเนื่องที่สลับซับซ้อน ในหลายกรณีความซับซ้อนของกระบวนการขึ้นกับความต้องการที่จะแยกเอาแกลสเสียนกลับมาใช้ อีก กระบวนการพื้นฐานในการกำจัดแกลสเสียนจะแยกได้เป็น 3 แบบคือ

1. การดูดซึมเข้าไปในของเหลว
2. การดูดซับเข้าไปในของแข็ง
3. การเปลี่ยนแปลงทางเคมีไปเป็นสารประกอบชนิดอื่น

กระบวนการในการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

เทคโนโลยีในการกำจัดแก๊สได้ออกไซด์ได้มีการพัฒนามาหลายกระบวนการ ซึ่งโดยมากเป็นการดูดซึมเข้าไปในของเหลวซึ่งอาจเป็นน้ำธรรมดาหรือสารเคมีอื่นๆ ในแต่ละขบวนการก็มีข้อดีข้อเสียแตกต่างกันแล้วแต่สภาวะในการทำงานและขอบเขตของการกำจัดอื่นๆ ซึ่งจะได้กล่าวต่อไป

การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในน้ำ

ใช้ในสายแก๊สที่มีความดันสูงโดยเฉพาะในการสังเคราะห์แอมโมเนีย กระบวนการนี้มีข้อจำกัดที่ความดันของคาร์บอนไดออกไซด์ต้องสูงกว่า 50 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว โดยใช้น้ำดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความดันสูงและคายออกที่ความดันต่ำ กระบวนการจะเป็นไปตามแผนผัง ดังในรูปที่ 2-1

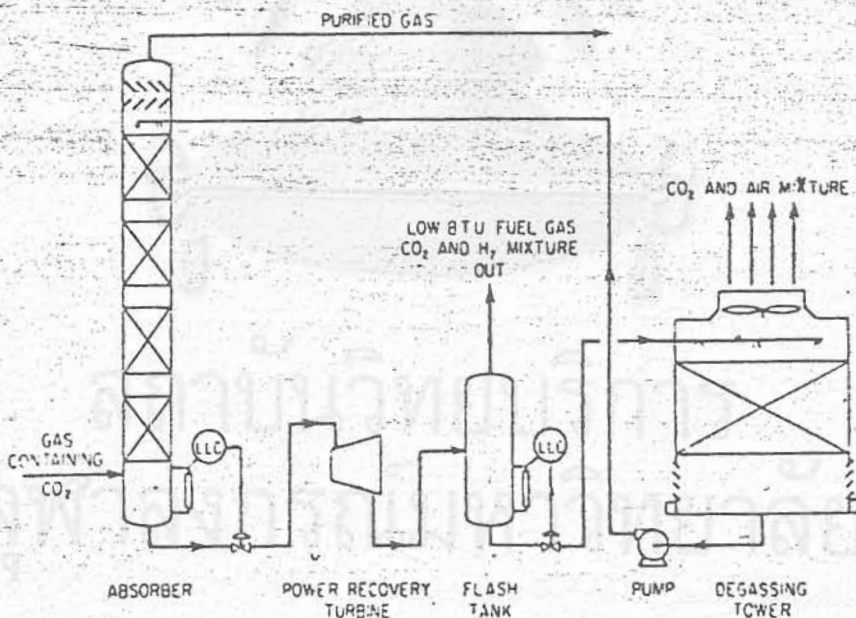


Figure 2-1. Simplified flow diagram of process for absorption of carbon dioxide from gas streams with water.

กระบวนการนี้ง่ายต่อการออกแบบเพราะไม่ต้องใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนใดๆ
 ไม่ต้องใช้ความร้อน ใช้ตัวทำละลายราคาถูก แต่ก็มีข้อเสียคือ ประสิทธิภาพในการกำจัด CO₂
 ต่ำ ต้องใช้เครื่องสูบลมดันสูง

✓ การกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแอมโมเนีย

กระบวนการนี้มีข้อดีคือแอมโมเนียมีราคาถูก และประสิทธิภาพไม่ลดลง เนื่องจากมี
 สิ่งเสียนพวกลคาร์บอนิลซัลไฟด์ (COS), คาร์บอนไดซัลไฟด์ (CS₂) หรือ H₂S และ HCN
 เล็กน้อยในสายแก๊ส และเมื่อใช้ร่วมกับกระบวนการอื่นช่วยประหยัดต้นทุน ข้อเสียก็คือการ
 กัดกร่อนของสารละลายคาร์บอนेट (โดยเฉพาะในแก๊สที่มี HCN มาก) ซึ่งต้องใช้โลหะ
 พิเศษในการสร้างส่วนที่จะทำให้สารละลายกลับมาใช้ใหม่และกระบวนการนี้ค่อนข้างซับซ้อน
 แผนผังกระบวนการแสดงตามรูปที่ 2-2

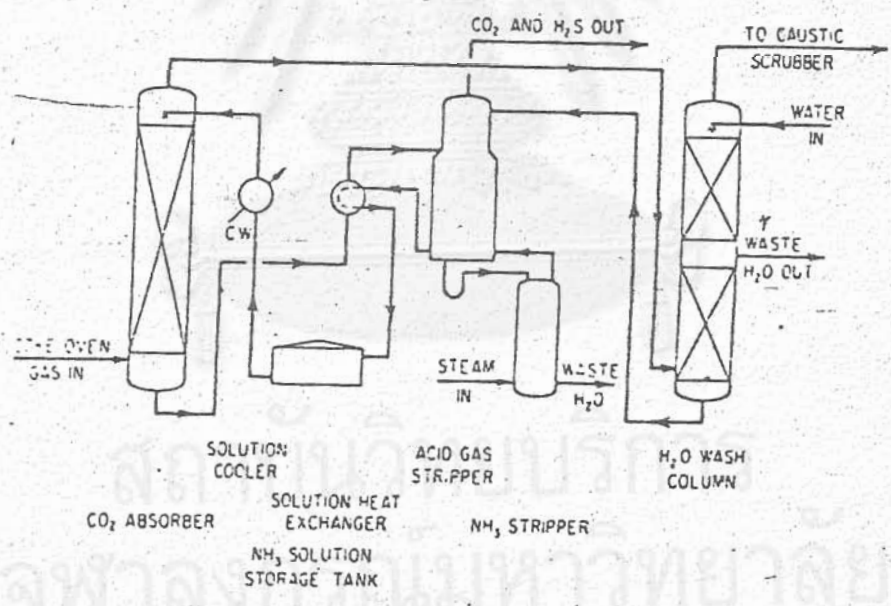


Figure 2-2. Schematic flow diagram of carbon dioxide removal with aqueous ammonia.

ในรูปแก๊สที่ได้จากการทำโคกจากถ่านหิน (coke-oven gas) ความดันสูงซึ่งได้รับการกำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์, เบนซีน (benzene), และพวตไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลเล็กโมเลกุลคู่ ออกเกือบหมดแล้ว จะเข้ามาด้านใต้ของหอดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และผ่านส่วนทางกับสารละลายแอมโมเนีย 2-5% กับน้ำ แก๊สที่ออกจากหอนี้จะมี CO_2 ประมาณ 150 ppm และปกติไม่มี H_2S แต่มีปริมาณ NH_3 อยู่บ้างเล็กน้อย ซึ่งจะถูกนำกลับมาใช้ซ้ำในหอที่ใช้ล้าง (water-wash column) แล้ว CO_2 จะถูกกำจัดลงเหลือ 10-25 ppm อีกโดยใช้สารละลาย NaOH (15)

การกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สารเอทานอลามีน (Ethanamine)

สารที่ใช้ในทางอุตสาหกรรมคือ โมโนเอทานอลามีน (monoethanolamine:MEA) และไดเอทานอลามีน (Diethanolamine:DEA) ส่วนไตรเอทานอลามีน (Triethanolamine:TEA) ไม่ค่อยเสถียร, ความจุในการดูดซับ CO_2 ต่ำในน้ำหนักที่เท่ากันและความไวต่อปฏิกิริยาต่ำ จึงไม่ค่อยนิยมใช้ นอกจากนี้ยังใช้ไดไอโซโพรพานอลามีน (Diisopropanolamine:DIPA) ในกระบวนการอดิพ (Adip Process) และในการกระบวนการซัลฟินอล (Sulfinol Process) และใช้เมทิลไดเอทานอลามีน (Methyldiethanolamine :MDEA) และไดไกลโคลลามีน (Diglycolamine:DGA) ในกระบวนการดูดซับด้วย ซึ่งมีคุณสมบัติแตกต่างกันคือ

โมโนเอทานอลามีน (MEA)

ใช้ได้กับแก๊สที่มีความเข้มข้นของ H_2S และ CO_2 ต่ำและไม่มีสารเจือปนพวก COS และ CS_2 โดยเฉพาะเมื่อใช้ที่ความดันต่ำและต้องการกำจัด H_2S และ CO_2 ปริมาณสูง การที่น้ำหนักโมเลกุลต่ำทำให้ความจุสูงที่ความเข้มข้นปานกลาง (โดยน้ำหนัก) มีสภาพความเป็นด่างสูงและการที่สามารถนำสารละลายที่สกปรก (contaminated) กลับมาใช้ด้วยวิธีการไม่ยากนักทำให้มีข้อดีหลายข้อ จึงสามารถมองข้ามข้อเสียอื่นๆได้

ข้อเสียของ MEA ก็คือทำปฏิกิริยาแบบผันกลับไม่ได้กับ COS และ CS_2 ที่ความร้อนสูง โดยเฉพาะที่ความเข้มข้นกว่า 20% ที่มีปริมาณแก๊สردอยู่สูง มีความดันไอสูงทำให้สูญเสียไปในการระเหย โดยเฉพาะในกระบวนการที่ใช้ความดันต่ำ



ในสภาพการทำงานเหมือนกันแล้วค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม (Overall mass-Transfer Coefficient: $K_G a$) ของสารละลาย MEA จะสูงกว่าของ DEA 2-2.5 เท่าและสูงกว่าของ TEA 20-25 เท่า (16)

- ไดเอทาโนลามีน (DEA)

มีความดันไอต่ำซึ่งเหมาะสำหรับกระบวนการความดันต่ำซึ่งความสูญเสียไปกับการระเหยไม่ต้องการค่าผิงผิง นอกจากนี้ยังไม่ไวต่อปฏิกิริยากับ COS และ CS₂ และไม่ก่อให้เกิดกร่อนมากนักซึ่งเหมาะสำหรับแก๊สที่มี COS และ CS₂ อยู่ด้วยนอกจากแก๊ส H₂S และ CO₂ ที่ต้องกำจัดแล้ว โดยทั่วไปสารละลาย DEA จะกัดกร่อนน้อยกว่าสารละลาย MEA เนื่องจากสามารถแยกแก๊สกรดออกได้โดยไม่ต้องใช้จุดหมุดสูงมากนักในรีบอยเลอร์ (reboiler)

- โกลคอลล-อามีน (Glycol-amine)

เป็นของผสมของโมโนเอทาโนลามีน และ ได-หรือโทรเอทิลีนโกลคอลล (di-or triethylene glycol) ซึ่งใช้ในการแยกแก๊สกรดและกำจัดน้ำออกจากแก๊สไปพร้อมกันซึ่งทำให้กระบวนการนี้ใช้ไอน้ำน้อยกว่าที่ใช้ระบบที่ใช้สารละลายในน้ำ และยังสามารถแยก (stripp) H₂S และ CO₂ ออกจากสารละลายโกลคอลล-อามีนได้เกือบทั้งหมดทำให้แก๊สที่ผ่านกระบวนการมีความบริสุทธิ์สูง

ผลเสียของกระบวนการนี้ได้แก่ การที่จะให้สารละลายสามารถกำจัดน้ำได้ดี ต้องทำให้ปริมาณน้ำในสารละลายมีค่า 5 เปอร์เซ็นต์ หรือต่ำกว่าซึ่งต้องใช้จุดหมุดสูงที่รีบอยเลอร์ (reboiler) ซึ่งทำให้เกิดการกัดกร่อนสูงและข้อเสียอีกข้อคือสูญเสียไปกับการระเหยมากโดยเฉพาะอามีน นอกจากนี้โกลคอลล-อามีนที่เสียสภาพไป (contaminated) ไม่สามารถนำกลับมาใช้ได้อีกด้วย วิธีการกลั่นธรรมดาเหมือนในระบบที่ใช้สารละลายในน้ำ

- ไดโกลโคลลามีน (Diglycolamine : DGA)

กระบวนการที่ใช้ตัวทำละลายนี้มีชื่อว่ากระบวนการฟลูออรี ฮีโคโนมิเน (Fluor Economine Process) ตัวทำละลายมีคุณสมบัติเหมือนกับ MEA นอกจากนี้ว่ามันมีความดันไอต่ำ สามารถใช้ได้ที่ความเข้มข้นสูง 40 ถึง 60 เปอร์เซ็นต์ ทำให้อัตราการหมุนเวียนของตัวทำละลายและปริมาณไอน้ำที่ใช้ต่ำกว่าเมื่อเทียบกับสารละลาย MEA

ข้อเสียคือมีราคาสูง กัดกร่อนเหล็กคาร์บอน (carbon steel) สูง สูญเสียได้ง่ายกว่าโดยเกิดเป็นสารที่นำกลับมาใช้ไม่ได้เมื่อทำปฏิกิริยากับ CO_2 , COS , และ CS_2 เมื่อเทียบกับระบบที่ใช้ MEA การนำกลับมาใช้ใหม่ของสารละลายไฮโดรโคโลลามีนที่ถูกทำลายลงต้องใช้การกลั่นแบบสูญญากาศ

- ไดไอโซโพรพานอลามีน (Diisopropanolamine:DIPA)

ใช้ในกระบวนการอดิพ (Adip Process) และกระบวนการซัลฟินอล (Sulfinol Process)

ในกระบวนการอดิพใช้ DIPA ความเข้มข้นค่อนข้างสูงประมาณ 30-40% ใช้กับแก๊สที่นอกจากมี H_2S และ CO_2 แล้วยังมี COS ด้วย ซึ่งกล่าวกันว่าสามารถกำจัด COS ได้ปริมาณมากโดยไม่มีผลต่อสารละลาย นอกจากนี้ยังใช้ไอน้ำในการนำละลายกลับมาใช้ใหม่น้อย และไม่กัดกร่อนด้วย

ในกระบวนการซัลฟินอลใช้ไดไอโซโพรพานอลามีนร่วมกับตัวทำละลายอินทรีย์ฟิสิกส์ (Physical-organic solvent) ซึ่งช่วยทำให้ความจุสูงกว่าสารละลายเอทานอลามีน และใช้ได้ดีโดยเฉพาะเมื่อสายแก๊สมีความดันสูงและมีความเข้มข้นของแก๊สกรดสูง โดยเฉพาะ H_2S

- เมทิลไดเอทานอลามีนและไตรเอทานอลามีน

(Methyldiethanolamine and Triethanolamine)

เมื่อใช้ร่วมกันจะดูดซึม H_2S ได้ดีกว่า CO_2 โดยเฉพาะที่ความดันต่ำและความสามารถนี้จะลดลงเมื่อดักในการกำจัด H_2S เพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตามกระบวนการนี้ยังไม่มีใช้ในอุตสาหกรรม

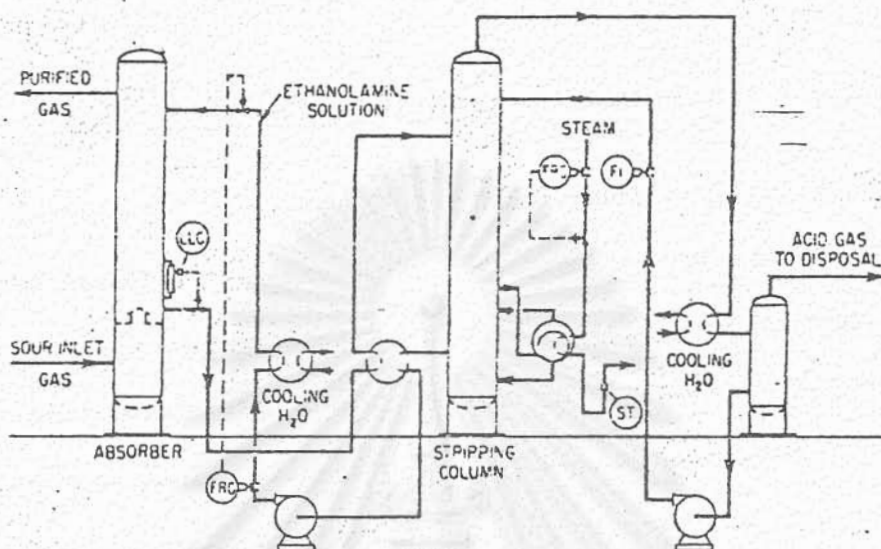


Figure 2-3 Basic flow scheme for alkanolamine acid-gas removal processes.

◆ แผนผังของกระบวนการ

แผนผังของกระบวนการที่ใช้เอทานอลามีน แสดงในรูปที่ 2-3 โดยที่แก๊สที่จะทำ
ให้บริสุทธิ์จะผ่านชั้นที่ห่อดูดซึม (Absorber) โดยไหลสวนทางกับสายของสารละลายที่ไหลลงมา สาร
ละลายที่แก่สกปรกสูง (Rich solution) จากด้านใต้ห่อดูดซึมจะรับความร้อนในเครื่อง
แลกเปลี่ยนความร้อนกับสารละลายที่มีแก๊สสกปรกต่ำ (lean solution) จากด้านใต้ห่อกลั่น
แยก (Stripping column) และเข้าสู่ห่อกลั่นแยกที่บริเวณใกล้ยอดหอ สารละลายที่มีแก๊สสกปรก
น้อยหลังจากเป็นลงเล็กน้อยเมื่อผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน จะถูกทำให้เป็นลงอีกในเครื่อง
แลกเปลี่ยนความร้อนอีกชั้นหนึ่งด้วยน้ำหรืออากาศและจะถูกส่งเข้าไปยังยอดห่อดูดซึมเป็นวัฏจักร

รอบ แก๊สกรดซึ่งถูกแยกออกจากสารละลายในหอกลั่นแยกจะถูกทำให้เป็นลงเพื่อทำให้ไอน้ำ กลั่นตัวและน้ำที่หรือจากภายนอกจะถูกส่งเข้าระบบเพื่อทำให้ความเข้มข้นของสารละลาย คงที่ ซึ่งปรกติจะกลับเข้าที่หอกลั่นแยกเหนือจุดบ่อนสารละลายที่มีแก๊สกรดสูงเพื่อป้องกันการ สูญเสียของอาามินเป็นไอออกไป

การกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สารละลายเกลือต่าง (Alkaline Salt Solutions)

ข้อสำคัญของสารละลายดูดซึมที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊ส CO_2 และ H_2S คือ สารประกอบที่ได้จากปฏิกิริยาของสารละลายกลับแก๊สกรดจะต้องสามารถที่จะละลายตัวกลับไปเป็น สารละลายเดิมได้ง่าย พวกต่างแก๊สไม่มีคุณสมบัติแต่เกลือของสารประกอบนี้กับกรดอ่อนกลั่นที่ คุณสมบัตินี้ และมีกระบวนการมากมายได้รับการพัฒนาขึ้นจากเกลือพวกนี้ กระบวนการหลักๆ ใช้ สารละลายในน้ำของเกลือที่มีโซเดียมหรือโปแตสเซียมเป็นอออนบวกและอออนลบเลือกเอาที่ ทำให้สารละลายที่ได้จะเป็นบัฟเฟอร์ (buffer) ที่ pH ประมาณ 9 ถึง 11 สารละลายซึ่ง มีสภาพเป็นด่างนี้จะดูดซึม H_2S และ CO_2 หรือแก๊สกรดอื่นๆ และด้วยการเกิดบัฟเฟอร์จากกรด อ่อนในสารละลายทำให้ค่า pH ไม่เปลี่ยนแปลงไปเร็วนัก เกลือที่ใช้ในกระบวนการนี้ โดยทั่วไปได้แก่ โซเดียม และ โปแตสเซียมคาร์บอเนต (sodium and potassium carbonate), ฟอสเฟต (phosphate), บอเรต (borate), อาร์เซนไนต์ (arsenite) และ ฟีนอลเลต (phenolate) และเกลือจากกรดอ่อนอื่นๆ

กระบวนการเหล่านี้อาจแยกได้เป็น 2 แบบ คือ แบบที่ดูดซึมที่อุณหภูมิห้องหรือประมาณ 70-100 °ฟ และแบบที่ดูดซึมที่อุณหภูมิสูง โดยประมาณเท่ากับอุณหภูมิที่ทำการนำสารละลายกลับมา ใช้อีก (regenerate) โดยแบบหลังนี้เหมาะสมสำหรับแก๊สที่มีความดันสูง ในที่นี้จะกล่าวเฉพาะ กระบวนการที่ใช้ในการกำจัดแก๊ส CO_2 เป็นหลัก

* กระบวนการดูดซึมที่อุณหภูมิห้อง

- การดูดซึม CO_2 โดยสารละลายอัลคาไล-คาร์บอเนต (Alkali-Carbonate Solution)

การดูดซึมเป็นไปอย่างเชื่องช้ามากเพราะสารละลายมีสภาพต่างต่ำ กระบวนการนี้ยังมีประสิทธิภาพต่ำในการแยก CO₂ ออกจากสารละลายและต้องใช้ไอน้ำมาก โดยในกระบวนการนี้อัลคาไล-คาร์บอเนตส่วนหนึ่งทำปฏิกิริยากับ CO₂ กลายเป็นไบคาร์บอเนต (bicarbonate) ในหอดูดซับแล้วเปลี่ยนกลับเป็นคาร์บอเนตอีก เมื่อให้ความร้อนด้วยไอน้ำ ด้วยข้อเสียนี้ต่อมาจึงใช้สารละลายมีโนเอททาโมลาไมน์ (MEA) เมื่อแยก CO₂ ออกจากแก๊สจากการเผาไหม้แทน

สำหรับโซเดียมคาร์บอเนต(ซึ่งมีไฮดรอกซิลอิสระ (free hydroxyl) ซึ่งมาจากต่างที่มากเกินพอ) มักใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่หลงเหลือจากการแยกด้วยกระบวนการที่ไม่มีประสิทธิภาพอื่นๆ ในกระบวนการนี้ไฮดรอกซิลอิสระจะทำปฏิกิริยากับ CO₂ เป็นโซเดียมคาร์บอเนตโดยสภาพความเป็นด่างซึ่งต้องให้อยู่ในระดับสูงนี้กระทำโดยการเติมโซดาไฟลงไป สารละลายเรื่อยๆ ตามแผนผังกระบวนการดังรูปที่ 2-4 ซึ่งสามารถลด CO₂ ในอากาศจาก 300 ppm ลงเหลือ 5 ppm จากข้อมูลของ Tepe และ Dodge (17) ซึ่งทำการทดลองในหอดูดซึมขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว บรรจุด้วยคาร์บอนแรสชิ่งริง (carbon raschigring) ขนาด 0.5 นิ้ว ภายในสูง 36 นิ้ว ดังรูปที่ 2-5

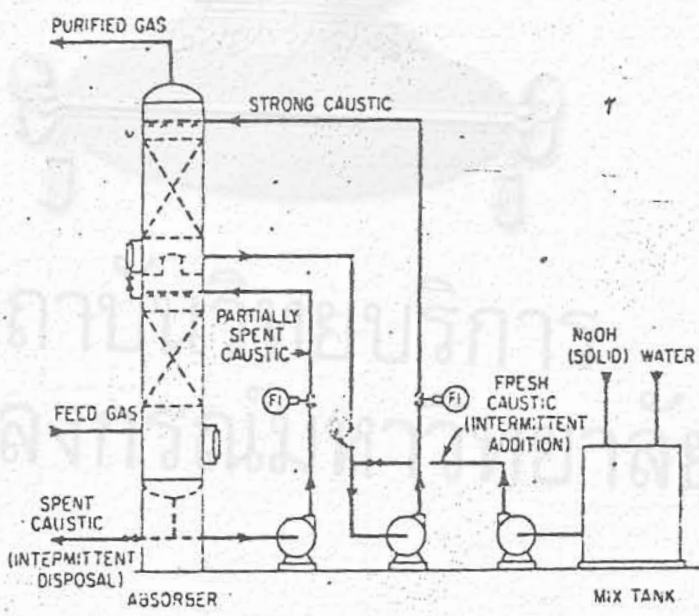


Figure 2-4 Flow diagram of caustic-wash process to remove traces of CO₂ from air or other gases.

จากรูปจะเห็นว่าประสิทธิภาพการดูดซึมจะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มความเข้มข้นของโซดาไฟจนถึง 2 N และลดลงหลังจากนี้ การลดลงคงเนื่องมาจากความหนืดที่สูงขึ้น ซึ่งปรากฏการณ์แบบนี้ก็เกิดขึ้นกับสารละลายมีโนเอททาโมลาไมน์ด้วย

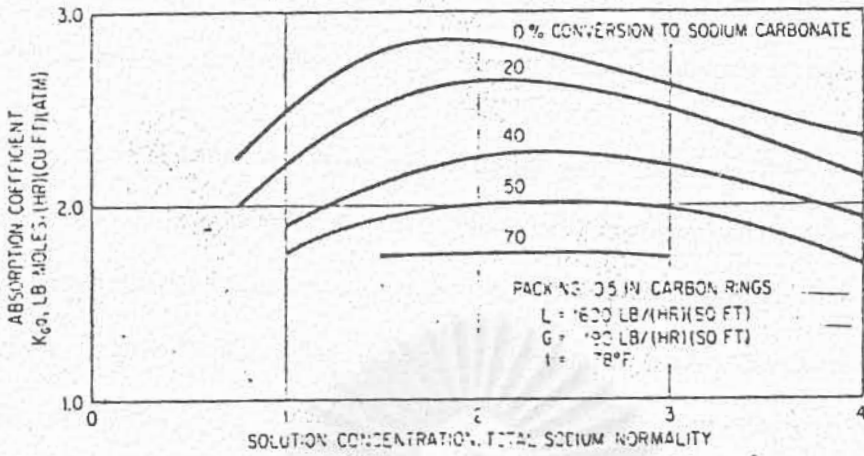


Figure 2-5 Absorption of CO₂ in sodium hydroxide-sodium carbonate solutions. Data of Tepe and Dodge

การดูดซับที่อุณหภูมิสูง

- กระบวนการโปแตสเซียมคาร์บอเนตรอน (Hot Potassium Carbonate Process) หรือกระบวนการเบนฟิลด์ (Benfield Process)

กระบวนการนี้ได้รับการพัฒนาโดย U.S. Bureau of Mines เป็นส่วนหนึ่งของการค้นคว้าวิจัยของการแยกแกลส CO₂ เพื่อลดค่าใช้จ่ายในกรทำแกลสสังเคราะห์ให้บริสุทธิ์ด้วยการออกแบบกระบวนการที่จะให้ผลดีสูงสุดสำหรับสภาพของแกลสสังเคราะห์ เช่น ความดันย่อยของ CO₂ สูง และแกลสมีอุณหภูมิสูง แผนผังกระบวนการเป็นไปดังรูปที่ 2-6

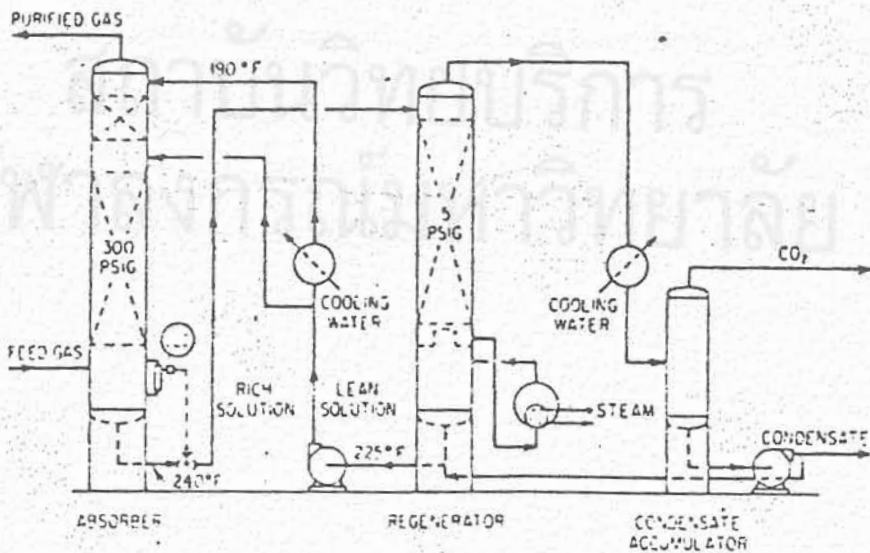


Figure 2-6. Flow diagram of the hot potassium carbonate process for absorption of CO₂ (split-stream absorption).

ซึ่งต่อมาได้รับการพัฒนากระบวนการขึ้นโดย Benson และ Field โดยเฉพาะการพัฒนา
สารปรุงคุณภาพฟองไว (Activating Additive) ลงในสารละลายโปแตสเซียม คาร์บอ-
เนต ทำให้ลดการลงทุนและค่าใช้จ่ายดำเนินงานลง ทำให้ได้แก่สคุณภาพสูงด้วย

การใช้โปแตสเซียมคาร์บอเนตในการแยก CO_2 เป็นที่รู้จักกันมานานแล้วภายใต้
ลิขสิทธิ์ของ เบอรั่มมันย้อนหลังไปถึง ปี ค.ศ. 1904 ได้อธิบายกระบวนการดูดซึม CO_2 ใน
โปแตสเซียมคาร์บอเนตร้อนและกลั่นแยกออกจากสารละลายโดยการลดความดันลง โดยไม่ต้อง
ให้ความร้อนขึ้นใดอีก (18) ในปี 1924 Williamson และ Mathens (19) ได้
ศึกษาอัตราการดูดซึม CO_2 ในสารละลายโปแตสเซียมคาร์บอเนตและพบว่าถ้าเพิ่มอุณหภูมิ
ของการดูดซึมขึ้นจาก $25^{\circ}C$ ไปยัง $75^{\circ}C$ แล้วอัตราการดูดซึมจะเพิ่มขึ้นสูงมาก จากนั้น
U.S. Bureau of mines ได้พัฒนากระบวนการขึ้นในระดับอุตสาหกรรม

จากผลที่อุณหภูมิในหอดูดซึมสูง ซึ่งไม่มีความจำเป็นต้องให้ความร้อนกับสารละลายเพื่อ
ให้ถึงอุณหภูมิที่ใช้ในการกลั่นแยกเหมือนกับกระบวนการอื่นๆ และยังไม่ต้องใช้เครื่องแลกเปลี่ยน
ความร้อนระหว่างหอดูดซึมและหอกลั่นแยกแต่อย่างใด อุณหภูมิสูงจะช่วยเพิ่มการละลายของ
โปแตสเซียมไบคาร์บอเนต (Potassium bicarbonate) ซึ่งช่วยให้ดำเนินการได้โดยใช้สาร
ละลายความเข้มข้นสูง จากรูปที่ 2-7 ความเข้มข้นของ CO_2 ในสารละลายลดลงอย่าง
รวดเร็วเมื่อลดความดันย่อยของ CO_2 ลง ดังนั้นการนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่จึงสามารถ
ทำได้อย่างมีประสิทธิภาพที่ความดันต่ำๆ

ปัญหาของกระบวนการนี้คือมีความกัดกร่อนสูงต่อเหล็กคาร์บอน (carbon steel)
โดยเฉลี่ยเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงทางเคมีไปเป็นไบคาร์บอเนตสูงทำให้มีการปลดปล่อยคาร์บอน-
ไดออกไซด์และไอน้ำเมื่อความดันลดลง ต่อมาพบว่าโปแตสเซียมไตรอครอเมตเป็นตัวยับยั้งการ
กัดกร่อนที่มีประสิทธิภาพ และใช้ที่ความเข้มข้น 0.2 เปอร์เซ็นต์ในสารละลายในการดูดซึม CO_2
ในแก๊สซึ่งไม่มีสารประกอบกำมะถันอยู่ด้วย (20)

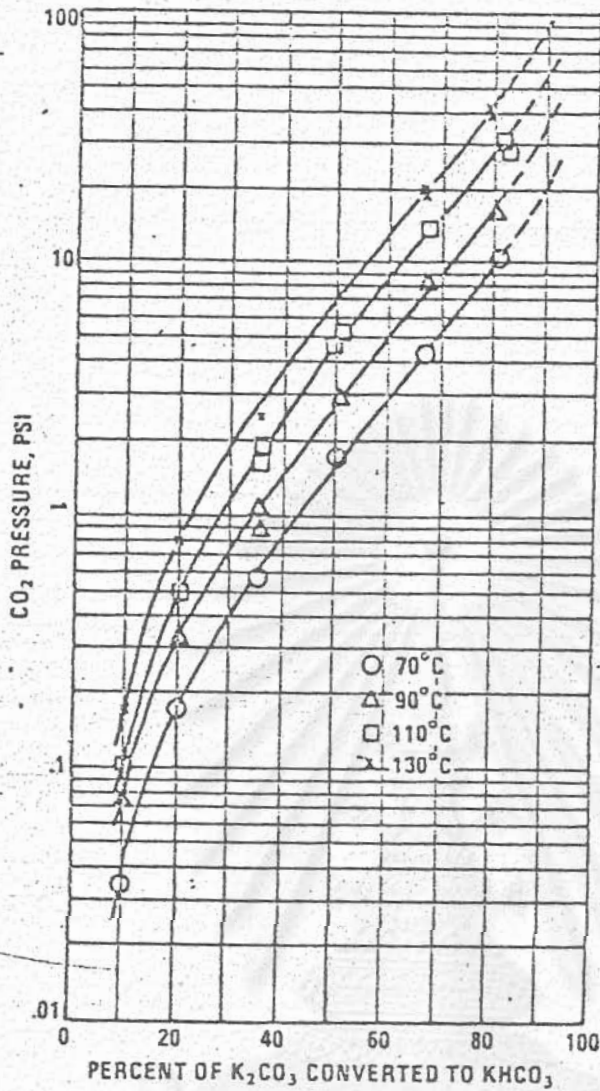


Figure 2-7 Equilibrium vapor pressure of CO_2 over 20 percent equivalent potassium carbonate solution

กระบวนการนิวแอคทีเวเต็ดเบเนฟิลด์ (New Activated Benfield Process)

การเติมสารเคมีลงในสารละลายเพื่อเร่งให้วัฏจักรการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นจะช่วยลดเงินลงทุนและค่าใช้จ่ายดำเนินงานลงและเพิ่มคุณภาพของแกล้มผลผลิตด้วย

กระบวนการนิวแอคทีเวเต็ดเบเนฟิลด์ใช้สารเคมีที่ช่วยกระตุ้นความว่องไวของปฏิกริยาที่ไม่เบ็ดเสร็จ ซึ่งบริษัทเบเนฟิลด์ (Benfield Corp) เจ้าของลิขสิทธิ์อ้างว่าสามารถเพิ่มความบริสุทธิ์

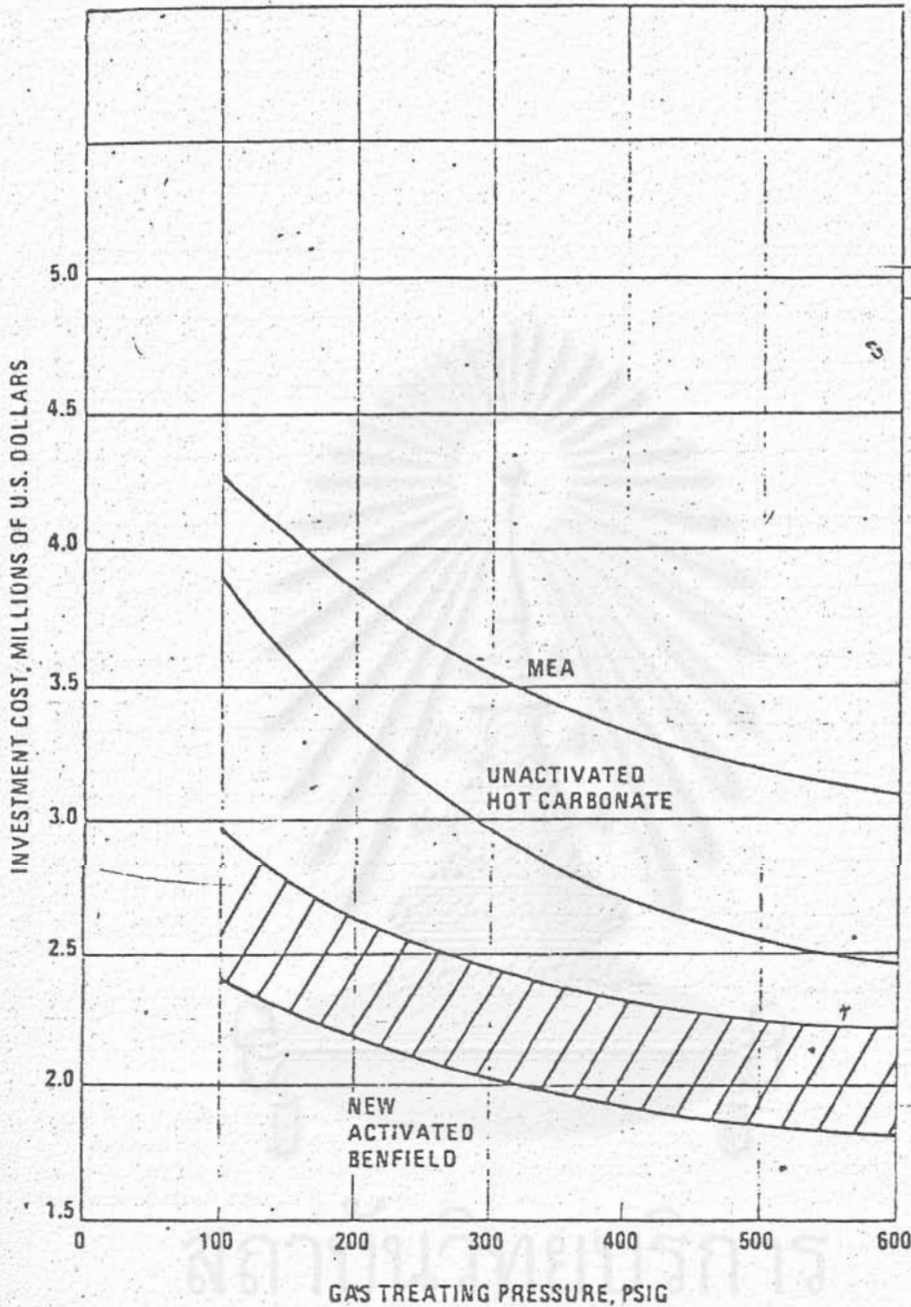


Figure 2-8. Comparison of capital investment for CO₂ removal by MEA, hot carbonate, and new activated Benfield process. Basis: gas flow — 5 MMSCF/H.; % CO₂ in — 20; % CO₂ out — 0.1. Data of Benfield Corporation

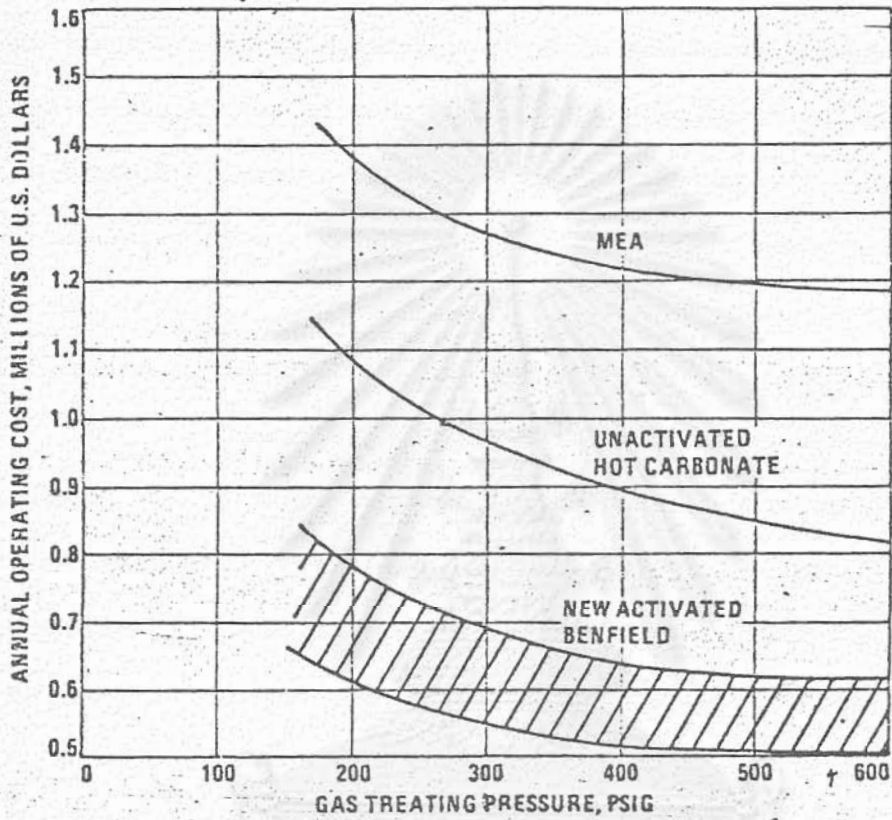


Figure 2-9. Comparison of operating costs for CO₂ removal by MEA, hot carbonate, and new activated Benfield process. Basis: same as on Figure 5-39. Heat — \$0.50/MMBTU; power — \$0.008/KWH; cooling water — \$0.015/thousand gallons; 330 operating days/year. Data of Benfield Corporation

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ของแก๊ส (น้อยกว่า 500 ppm ของ CO_2) ด้วยการลงทุนและค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานต่ำกว่ากระบวนการดั้งเดิม

ข้อมูลของบริษัทเบนทิลด์ตามรูปที่ 2-8 และ 2-9 ใช้กับกระบวนการสังเคราะห์แอมโมเนียและครูดไฮโดรเจน (Crude Hydrogen) ข้อมูลค่าใช้จ่ายของกระบวนการนิวแอคทีเวเต็ดเบนทิลด์แสดงเป็นแถบแทนที่จะเป็นเส้นเพราะกระบวนการนี้มีความยืดหยุ่นสูง แนวโน้มของกราฟของ MEA และสารละลายซึ่งไม่ได้เติมสารช่วยกระตุ้นความว่องไวของปฏิกิริยา (unactivated solution) แสดงถึงข้อได้เปรียบทางเศรษฐกิจของกระบวนการโปแตสเซียมคาร์บอเนตจะลดลงเมื่อความดันในการดูดซึมลดลงหรือเมื่อปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ (ความดันย่อย) ของแก๊สสายเข้า (feed gas) ลดลง

- กระบวนการคาตาคาบ (Catacarb Process)

เป็นลิขสิทธิ์ของ Eickmeyer and Associates of Prairie Village, Kansas เป็นการพัฒนาขึ้นมาของกระบวนการโปแตสเซียมคาร์บอเนตร้อนโดยใช้เกลือโปแตสเซียมและสารเพิ่มเติม (Additive) ซึ่งไม่เป็ดเมซซึ่งช่วยเร่งปฏิกิริยาการดูดซึมและการดีซอร์พชัน (Desorption) ของแก๊สกรดโดยเฉพาะกับแก๊ส CO_2 ในการแยก CO_2 ออกจากครูดไฮโดรเจน (Crude Hydrogen) และการสังเคราะห์แอมโมเนีย หรือกับแก๊สธรรมชาติซึ่งมี H_2S น้อยกว่า $\frac{1}{4}$ เกรน (Grain) ต่อ 100 ลบ.ฟุต โดยสามารถลด CO_2 ในไฮโดรเจนหรือแก๊สแอมโมเนียสังเคราะห์หลังเหลือ 300 ppm. (21) กระบวนการนี้ประหยัดการลงทุนลง 20-30 เปอร์เซ็นต์ของการลงทุนในกระบวนการโมโนเอทาโนลามีน

- กระบวนการ Giammarco-Vetrocoke

โดยใช้สารละลายโซเดียมและโปแตสเซียมอาร์เซไนต์ (Arsenite) ในการดูดซึม CO_2 ที่อุณหภูมิและความดันสูง (22) การเติมอาร์เซไนต์ที่โตรออกไซด์ลงในสารละลายในน้ำของโซเดียมและโปแตสเซียมคาร์บอเนตสามารถเพิ่มอัตราการดูดซึมและดีซอร์พชัน (desorption) ของ CO_2 ได้สูง ผลของการดูดซึมและการดีซอร์พชันอย่างรวดเร็วสามารถประหยัดความร้อนในการนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่ (regenerate) ช่วยลดขนาดของเครื่องปฏิกรณ์เคมีและทำให้แก๊สที่ได้มีความบริสุทธิ์ขึ้น

กระบวนการนี้ใช้กันโดยทั่วไปแต่ไม่เป็นที่ยอมรับในสหรัฐอเมริกาเพราะสารละลายอาร์เซไนท์เป็นพิษ

- กระบวนการเรคตีซอล (Rectisol Process)

เป็นกระบวนการกำจัดแก๊ส CO_2, H_2S , สารประกอบกำมะถันอินทรีย์, HCN, เบนซีน (benzene) และสารไฮโดรคาร์บอนที่ทำให้เกิดกัม (Gum) จากแก๊สสังเคราะห์ โดยวิธีดูดซับด้วยเมทานอล (Methanol) ที่อุณหภูมิต่ำๆ โดยที่แก๊ส CO_2 และ H_2S สามารถละลายได้ดีลงในเมทานอลที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูง ดังนั้นความร้อนที่ใช้ในกระบวนการจึงน้อยมาก

ข้อดีของกระบวนการนี้คือใช้พลังงานน้อย สามารถกำจัดสารเคอปนได้ทุกชนิดและให้แก๊สที่ผ่านกระบวนการที่มีปริมาณน้ำ ices น้อยมาก

ข้อเสียก็คือกระบวนการสลับซับซ้อนต้องลงทุนสูง มีการสูญเสียสารละลายไปกับการระเหยสูง และต้องใช้กระบวนการที่มีประสิทธิภาพมากกว่าเพื่อทำแก๊สให้บริสุทธิ์ในขั้นสุดท้ายเมื่อต้องการให้แก๊สมีปริมาณ CO_2 ต่ำ

กระบวนการนี้เหมาะกับแก๊สซึ่งมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์, ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และสิ่งเคอปนอื่นๆ สูงที่ความดันสูงกว่า 150 psig.

✓ การดูดซับ (Adsorption)

ในการสังเคราะห์น้ำมันดิบตามกระบวนการฟิชเชอร์โทรปช์ นี้จะเป็นตัวลดผลผลิต (Yield) ดังนั้นจึงต้องดูต่อน้ำออกจากสายก๊าซ (gas stream) ก่อนเข้าเตาปฏิกรณ์เคมี

การดูดซับแบ่งเป็น 2 แบบ (Ref. 23, 25)

1. การดูดซับทางกายภาพ (Physical Adsorption or van der Waals adsorption) เป็นกระบวนการที่สามารถย้อนกลับได้ (Reversible Process) ซึ่งเป็นผลมาจากแรงกระทำระหว่างโมเลกุล (Intermolecular force) ของของแข็งกับสารที่ถูกดูด เมื่อแรงกระทำระหว่างโมเลกุลของของแข็งและก๊าซสูงกว่าแรงกระทำระหว่างก๊าซด้วยกัน

จะเป็นผลให้ก๊าซควบแน่นบนผิวของของแข็งทราบเท่าที่ความดันของกระบวนการสูงเท่า ความดันไอของของเหลวที่จุดหมัก 4 มิติเดียวกัน การควบแน่นนี้จะคายความร้อนออกมา เนื่องมาจากความร้อนแฝงของของเหลวที่นั้น ถ้าของแข็งนั้นมีรูพรุนสูง ของเหลวที่สามารถ เปียก (Wet) ของแข็งนี้และจะซึมเข้าไปในรูพรุนทำให้ของแข็งสามารถดูดซับได้อีก

ในการรีเจนเนอเรท (Regenerate) สามารถทำได้โดยการลดความดันของ กระบวนการหรือทำให้จุดหมักสูงขึ้น ของเหลวที่ระเหยกลับสู่สภาวะก๊าซตามเดิมและของ แข็งนั้นสามารถนำกลับมาใช้ได้อีก

2) การดูดซับแบบเคมี (Chemisorption) เป็นกระบวนการที่ย้อนกลับได้ ยากหรือกล่าวว่าย้อนกลับไม่ได้ (Irreversible Process) เป็นผลเนื่องมาจากแรงดึงดูด (Bond) ระหว่างอะตอมมีค่าสูง ภายหลังจากเกิดปฏิกิริยาเคมีและเมื่อเกิดปฏิกิริยาจะให้ ความร้อนออกมาสูงกว่า การดูดซับแบบกายภาพ ตัวอย่างของความร้อนของการควบแน่น แบบธรรมดา, และการดูดซับทั้ง 2 แบบของไนโตรเจนบนตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเหล็ก

การเป็นของเหลวแบบธรรมดา	H = -1,360	แคลอรีต่อกรัมโมล
การดูดซับทางกายภาพ	H = -(2,000-3,000)	" "
การดูดซับแบบเคมี	H = -35,000	" "

ตารางที่ 2-1 เปรียบเทียบข้อแตกต่างระหว่างการดูดซับแบบกายภาพและแบบเคมี

✓ สารดูดซับ

สารดูดซับที่เป็นของแข็งมักจะใช้ในรูปแบบเม็ดกลมเล็กๆ มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางประมาณ 12 มิลลิเมตร ถึง 50 ไมครอน ซึ่งได้ผ่านกระบวนการให้ความแข็งเพียงพอที่จะไม่เสียหาย หรือแตกร้าวมากนัก ระหว่างการขนส่งหรือขณะใส่ในเครื่องจักร

การดูดซับจะดีขึ้นเมื่อพื้นที่ผิวต่อหน่วยน้ำหนักของสารนั้นสูง โดยเฉพาะเมื่อใช้ดูดก๊าซ ไม่เพียงแต่พื้นที่ผิวภายนอกเท่านั้นยังรวมถึงช่องเล็กๆ (pore) ภายในเม็ดสารนั้นด้วย เมื่อมีปริมาณสูงจะทำให้พื้นที่สำหรับการดูดซับสูงขึ้น เช่น Gasmark Charcoal มีพื้นที่ ในการดูดซับ 1,000,000 ตารางเมตรต่อกิโลกรัม



Table 2-1. Comparison of Physical Adsorption and Chemisorption

	Physical Ads.	Chemisorption
Heat of adsorption	Small, same order as normal liquefaction	Large, many times greater than the heat of normal liq ⁿ
Rate of adsorption	Controlled by resistance to mass transfer	Controlled by resistance to surface reaction
Specificity	Low. Entire surface available for physical adsorption	High. Limited to active site on the surface
Surface coverage	Complete and extendable to multilayer	Incomplete and limited to a unimolecular layer
Adsorption above critical temperature	None	No restriction
Adsorption at low Partial pressure	Small	Large
Adsorption at high partial pressure	Large, may extend to infinite amounts	Slight increase
Activation energy	Low, nearly negligible	High, corresponding to a chemical reaction
Quantities adsorbed Per unit mass	High	Low

รายการดังกล่าวต่อไปนี้ เป็นสารดูดซับที่ใช้ในอุตสาหกรรมทั่วไป

1) ฟูลเลอร์เอิร์ท (Fuller's earths) ทำจากดินเหนียว (Clay) ที่มาจากรัฐฟลอริดาและจอร์เจีย (Florida and Georgia) มีองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นแมกนีเซียมอะลูมินาซิลิเกต (Magnesium alumina silicate) ดินเหนียวนี้จะผ่านการเผา, อบ, บด และร่อนขนาด ซึ่งมีตั้งแต่หยาบๆ ถึงผงละเอียด ซึ่งจะใช้ในการฟอกสี (Decolorizing) การสะเทิน (Neutralizing) และการทำให้แห้ง (Drying) ของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากน้ำมันปิโตรเลียม เช่น น้ำมันหล่อลื่น, น้ำมันหม้อแปลงไฟฟ้า, คีโรซีน (Kerosenes) และก๊าซโซลีน (Gasoline) ทั้งยังใช้กับอุตสาหกรรมน้ำมันพืชและสัตว์ การรีเจนเนอเรท (Regeneration) ทำได้โดยการล้าง (Washing) และเผา

2) แอกติเวเตดเคลย์ (Activated clay) เป็นพวกเบนโทไนท์ (Bentonite) การกระตุ้น (Activated) สำหรับตัวกรองก๊าซพิษหรือกรดเกลือ จะทำให้มีคุณสมบัติในการดูดซับดีขึ้น จากกระบวนการดังกล่าว จะทำการล้างอบแห้ง และบดเป็นผงละเอียดเหมาะสำหรับการดูดซับจากผลิตภัณฑ์น้ำมันปิโตรเลียมจะใช่เพียงครั้งเดียวเท่านั้น

3) บอคไซด์ (Bauxite) จะอยู่ในรูป ไฮเดรทอะลูมินา (Hydrated alumina) จะต้องกระตุ้นโดยการเผาที่อุณหภูมิ 230-815° เซลเซียสเพื่อเพิ่มความสามารถในการดูดซับ เหมาะสำหรับใช้ดูดซับจากผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียม, ทำให้ก๊าซแห้ง การรีเจนเนอเรททำได้โดยการให้ความร้อน (Heating)

4) อะลูมินา (Alumina) จะเป็นไฮเดรทอะลูมินาที่แข็งจะต้องกระตุ้นโดยการไล่ไอน้ำออกใช้เป็นสารดูดความชื้น (desiccant) จากก๊าซและของเหลว การรีเจนเนอเรททำได้โดยการให้ความร้อน

5) บอนชาร์ (Bone char) ได้มาจากการกลั่นทำลาย (Destructive distillation) กระดูกแห้งบด ที่อุณหภูมิ 600-900° เซลเซียส ใช้ในการรีไฟน์ (Refine) น้ำตาล การรีเจนเนอเรททำได้โดยการล้างและเผา (Burning)

6) สีลเลอร์คาร์บอน (decolorizing carbon) ได้มาจากหลายวิธี เช่น การผสมสารพืช (Vegetable matter) กับสารอนินทรีย์ (Inorganic substance) เช่น CaCl_2 ทำการคาร์บอไรซิง (Carborizing) และล้าง (Leaching) สารอนินทรีย์ออก หรือสามารถได้มาจากขี้เลื่อย (Sawdust) ผสมกับสารที่มีรูพรุน เช่น หินพิวมิต (pumic stone) ให้ความร้อนและคาร์บอไรซิง เพื่อสะสมสารคาร์บอนเนเชียส (carbonaceous) ที่รูพรุนนั้น ใช้ในการดูดสีจากน้ำตาล, ยา, ทำให้น้ำมันบริสุทธิ์, รีไฟน์ (Refine) น้ำมันพืช-สัตว์, แยกสารเงิน (silver) และของจากสารไซยาไนด์ที่ใช้ในการล้างแร่

7) คาร์บอนดูดก๊าซ (Gas-adsorbent carbon) ทำมาจากการคาร์บอนไนซิง (Carbonization) เปลือกกะลามะพร้าว, ถ่านหิน, ไม้ ฯลฯ จะทำการกระตุ้น (activated) ด้วยการสันดาปบางส่วน (partial oxidation) ด้วยอากาศร้อนหรือไอน้ำ ใช้ในการรีโคเวอรี่ (Recovery) ไอจากก๊าซผสม สามารถรีเจนเนอเรทโดยการระเหยสารที่ดูดไว้ ออกไป

8) คาร์บอนกรองพิเศษ (Molecular-screening activated carbon) ได้จากกระบวนการพิเศษที่ควบคุมช่องเล็กๆ ให้มีขนาด 5-5.5 อังสตรอม (\AA) โดยทั่วไปแอคติเวทคาร์บอนจะมีรูขนาด 14-60 อังสตรอม ช่องเล็กๆ เหล่านี้จะให้สารพาราฟินไฮโดรคาร์บอน (paraffin hydrocarbon) ผ่าน แต่จะกั้นไอโซพาราฟิน (Isoparaffin) ไว้ ใช้ในการแยกสารประกอบอะเซทิลีน (acetylene compound), อัลกอฮอล์, กรดอินทรีย์, คีโตน (ketone), อัลดีไฮด์ (aldehyde) ฯลฯ

9) สารโพลีเมอร์สังเคราะห์ (Synthetic polymeric adsorbants) ใช้ดูดอินทรีย์ที่ไม่มีขั้ว (Nonpolar organic) จากสารละลายที่มีน้ำเป็นองค์ประกอบ (aqueous solution) การรีเจนเนอเรททำโดยล้าง (leaching) ด้วยอัลกอฮอล์ หรือคีโตนที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ

10) ซิลิกาเจล (Silica gel) เป็นเม็ดกลมแข็ง ทำจากการตกตะกอนวัน (gel precipitation) โดยกรด ความชื้นก่อนใช้งานประมาณ 4-7% อยู่ในรูป $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ใช้ในการดูดความชื้นจากอากาศ, ก๊าซ และใช้แยกสารไฮโดรคาร์บอนจากก๊าซ การรีเจนเนอเรททำโดยระเหยสารที่ดูดไว้ ออกด้วยการให้ความร้อนหรือเปลี่ยนแปลงความดัน

11) โมเลกุลายฟ (Molecular sieve) ทำจากการสังเคราะห์หินซิลิเกต (Zeolite) เป็นพวกโลหะอะลูมิเนียมซิลิเกต (Metal aluminosilicate) ซึ่งจะมีรูพรุนสูงมาก โครงสร้างของผลึกจะสามารถกักสารไว้ได้ ขนาดของสารที่สารที่สามารถผ่านได้จะถูกควบคุม โดยองค์ประกอบของผลึก ใช้ในการดูดความชื้นจากก๊าซหรือของเหลวแยกก๊าซและของเหลวจาก สารประกอบไฮโดรคาร์บอน การรีเจนเนอเรททำโดยให้ความร้อน (Heating) หรืออิเล็กชัน (elution)

ตารางที่ 2-2 เป็นคุณสมบัติทางกายภาพของสารดูดซับ



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Table 2-2 Physical Properties of Adsorbents

Material and typical use	Shape of particles ^a	Size range, U.S. Standard mesh	Internal porosity, %	Bulk dry density, lb./cu. ft.	Avg pore diam., angstroms	Surface area, sq. meter/g.	Absorptive capacity, g./g. dry solid	Trade designation
Aluminas								
Active alumina (transition alumina)	G	Various	25-30	50	35-45	235	0.15 ^a	Alcoa F-1; Reynolds R-2101 = FA-1, R2101 = RA-3
Uses: drying gases and liquids, catalyst; catalyst support; dechlorination of alkylates, neutralization of lube oils	S	3-8, etc.	50-60	47-50	40-50	400	0.22 ^a	Alcoa H-151; Kaiser KA-201; Pechiney Alumina A
CaCl ₂ impregnated	T	1-1/2 in. ²	30, 47	~50	136, 199	90, 100	Harcrow Al-0104T, -1404T
Desiccant (single-use), CaCl ₂ -impregnated	G	8-14	30	54	45	200	0.14	Alcoa F-6 (indicator grade)
Catalyst alumina, low soda	G	3-8, etc.	30	57	45	200	0.22 ^a	Alcoa F-5
Dry column grade	S	Various	62	47	45	300	Pechiney CR
Activated bentonite	G	8-20, etc.	35	~51	~50	0.04-0.24 ^a	Woelm Dry Column Al ₂ O ₃
Chromatographic alumina	G	80-200	30	34	45	225	0.14	Florisil
	S, P	30-140	~50	Alcoa F-20
		70-270	54	Pechiney CBT, CHL
			Woelm Al ₂ O ₃ -W200, Al ₂ O ₃ -TLC
Siliceous adsorbents								
Aluminosilicates	G, S, P	4-8, 8-12;	40-55	40-55	770	Molecular sieves: Davison 3A, 4A, 5A, 13X, 700 (acid-resistant); Linde 3A, 4A, 5A, 10X, 13X, AW-300, AW-500
Uses: selective adsorption based on molecular size and shape	G, S	1/16 to 1/8 in.	30	44	3, 4, 5	600-700	0.22 ^a	Siliporite NK30, NK10, NK20
	P	< 300	31	3, 4, 5	700	Siliporite NK10AP, NK20AP
Acid-treated clay	P	30-45	225-300	Clarsil
Uses: reclaiming petroleum fractions, vegetable oils, juices; catalyst base	S	4-8	53	Filtrol 180
Magnesia siliceous gel	G	Various	33	~30	300	Florisil
Fuller's earth	G	Various	~54	~10	130-250	Cecacite; Clarsil PSC-G, Clarsil ATC
Uses: same as for clay	P	< 200	50	Clarsil PCS, Flores
Diatomaceous earth	P	9	Celite, Dicalite (powder and granules), Sorbo-cel (for emulsified oil)
	G	10-140	25-27	4	Chromosorb P (straight calcined)
	G	30-140	11-12	1.0	Chromosorb W (flux calcined)
	G	10-140	30-22	0.5	Chromosorb G (flux calcined)
	G	10-80	25-27	2.7	Chromosorb A (flux calcined)
	P	< 200	8-25	Clarsel
Silica gel	G	Various	Various	~27-45	Various	300-800	Various	Davison Silica Gel
Uses: drying of gases, separation of hydrocarbons, catalyst base	G	Various	35-50	40-48	20-10	650-900	0.4-0.6 ^a	Cecacel; Sorball
	S, P	1/2 in., etc.	34-51	41-52	21-28	650-700	0.4-0.6 ^a	Cecacel; Mobil Sorbead R, H
	G	70-140	~45	Woelm (adsorption)
	P	< 270	Woelm TLC, P-TLC, G-TLC, GF-TLC
	S	4-8	45	48-51	72	250	0.27 ^a	Mobil Sorbead W
Other inorganic materials								
Anhydrous CaSO ₄	G	Various	38	80	0.12 ^a	Drierite
Calcium silicate (fatty-acid removal)	P	12	100-110	Micro-Cel T-49, T-13
Magnesium silicate (decolorizing)	P, G	13	180	Celkate T-21; Woelm TLC
Carbons								
Shell-based	G	Various	50-80	27-34	20	800-1100	0.45 ^a	Cochranex FCB; Pittsburgh PCB
Uses (for all carbons): water treatment, gas purification, solvent recovery and purification, decolorizing	G	Various	50-80	25-35	20-30	1000-1600	0.5-0.95 ^a	Picacell T.A., T.E.
	G, (P)	Various	60-65	27-36	18-19	1200-1500	~0.4	Acticarbene NC, WNC
	G	Various	~50	27-32	20	800-1100	0.45 ^a	Barnebey-Cheney AC, KF, VG, PC, PL
	G	4-8, 8-30	~50	33-35	20	800-900	Girdler 32E (Fe-impregnated), 32W (Cu-Cr-impregnated)
	P	60-80	20-22	~30	1200	Barnebey-Cheney YF, JF, JU (high capacity)
Wood-based	G, P	1/2 to 1 in.	70-75	12-28	22-24	750-1450	Acticarbene AC, etc.; Anteromus
	P	Various	30-50	8-35	600-1200	Darco KB, C60; Nuchar Aqua, Nuchar WA, B-100, C-115, CEF, C-190, C, C-1000
	G	3-7	24	5-10	1100	Supersorb W
	P	Various	21-27	8-30	1000-1500	Carborafin (various grades)
	P	Various	27-29	3-10	750-900	Briolite (various grades)
	G	10 x 30, etc.	60	~20	20-30	800-1000	Cochranex FCN-1, FCN-2, FCA, FCC
	G	Various	30-50	15-20	20-100	800-1200	40-70% ^a	Picacell C, O
	P	100-300	10-60	27-33	1400-1200	80-130% ^a	Picacell GM

Table 2-2. Physical Properties of Adsorbents—(Continued)

Material and typical use	Shape of particles ^a	Size range, U.S. Standard mesh	Internal porosity, %	Bulk dry density, lb./cu. ft.	Avg. pore diam., angstroms	Surface area, sq meter/g.	Adsorptive capacity, g/g dry solid	Trade designation	
Peat-based	C, C, P	Various	~55	15-32	30-40	500-1800	Norit (various grades)	
	C	5-7	20-24 ^b	5-20	1300-1400	Supersorbion (various grades)	
	P	<200	28-31	700-900	Acticarbon AM, AH	
Coal-based	C	Various	65-75	20-30	20-30	500-1200	0.4 ^c	Darco Granular, Permutit Carbo-Dur	
	C	12 x 40, etc.	80	30	60-65	800-1000	Cochranes FCP-1, FCP 2, F3-W-V	
	C, (P)	Various	56-67	25-30	20	1000-1400	Pittsburgh BPL, CAL, SGL, etc. (RB, RC, BL)	
	C	80	28	22	110	50 ^d	Bartlesby Cheney MN	
	C	Various	27-37	850-1350	30-60%	Acticarbon LM, Nuchar WV-W, WV-L, WV-G, WV-H
	C	5-7	20-24	5-15	1300-1500	Conitabon (various grades)
Petroleum-based	C, P	Various	85-85	~30	18-22	800-1100	Darco BC, DC, S 51 Hydrochar B Columbia (various grades)	
	C, P	
Organic materials	S, C	16-50	20-45	3	Asmit 224, Duolite S-15, Permutit S-80, Wofatit E	
Porous resin (decolorizing)	S, (P)	16-50	30-40	0.1, (0.2)	Ionex RV (Micro Ionex RV)	
Cross-linked polystyrene	C	50-140 ^e	19-22	500	15-35	Chromosorb 101, 101	
	S	20-50	40-45	40-44	80	330	Amberlite XAD-2	
	S	20-50	50-55	39	50	750	Amberlite XAD-4	
Cross-linked polystyrene	C	60-200 ^e	18-20	85	300-400	Chromosorb 102	
Phenolic	G	16-50	22-25	Duolite S-30, ES-33, S-37 (general adsorbent)	
Acrylic ester	S	20-50	50-55	41	80	450	Amberlite XAD-7	
Aromatic amine resin	S	20-60	50-54	43	250	140	Amberlite XAD-8	
	C	10-50	40-50	Asmit 173N	
Quaternary amine chloride resin	S	16-50	~65	40-50	Asmit 258N, 261; Duolite ES-111, A-140	
Copper amine resin (O ₂ removal)	S	10-50	30	0.12 ^f	Duolite S-10	
Cellulose	C, (P)	100-200	3 x 10 ⁴	Whatman CCI (CF1, 2, 11, 12)	

^aWater at 60 per cent humidity.

^bCarbon tetrachloride; test conditions not specified.

^cVarious sizes available within stated range.

^dWater; test conditions not specified.

^eBenzene, at 20°C. and 7.5 min. partial pressure.

^fWater, at 100 per cent relative humidity.

^gAccelerated chloropicrin test.

^hC, cylindrical pellets; G, granular; P, powder; S, spherical beads; T, tablets.

ⁱOxygen.

^jSeparate grades specified for use at pH 4, 7.5, or 10.

^kInch.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การดูดความชื้นจากก๊าซ

กระบวนการดูดความชื้นสามารถใช้สารดูดที่เป็นของแข็งหรือของเหลวก็ได้ขึ้นอยู่กับการใช้งาน, ปริมาณก๊าซ, และจุดน้ำค้าง โดยปกติถ้าต้องการลดจุดน้ำค้างของสายก๊าซลงไป 40° - 50° F และปริมาณก๊าซมากๆ เช่น ก๊าซธรรมชาติที่ความดันสูงมักใช้ระบบของเหลวเป็นตัวดูดความชื้น ในขณะที่ต้องการลดจุดน้ำค้างลงไปประมาณ 80° F ระบบของแข็งและของเหลวสามารถใช้ได้ ถ้าต้องการลดจุดน้ำค้างมากกว่า 80° F จะใช้ระบบของแข็ง เป็นสารดูดความชื้น

ข้อดีของการใช้ระบบของแข็งเป็นสารดูดความชื้น

- 1) จุดน้ำค้างที่ต่ำ
- 2) ไม่มีปัญหามากนักต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ, ความดัน, ปริมาณ ฯลฯ ของก๊าซขาเข้า
- 3) ง่ายต่อการใช้งานและออกแบบอุปกรณ์
- 4) การกักความร้อนน้อย เมื่อเทียบกับระบบที่ใช้ของเหลว เป็นสารดูดความชื้น
- 5) สำหรับก๊าซปริมาณน้อยๆ ค่าใช้จ่ายของขบวนการผลิตจะต่ำกว่า

ข้อเสียของการใช้ระบบของแข็งเป็นสารดูดความชื้น

- 1) ลงทุนครั้งแรกสูง
- 2) สามารถแตกได้, เสื่อมสลายได้
- 3) ความดันลด (Pressure drop) สูง
- 4) ในการรีเจนเนอเรทใช้ความร้อนมาก

สารดูดความชื้น

สารดูดความชื้นชนิดของแข็งที่ใช้ทั่วไป ในการดูดน้ำ มีดังต่อไปนี้ (Ref.20)

- 1) ซิลิกาเจล (Silica gel)
- 2) ซิลิกาเบสปิด (Silica-base beads)
- 3) แอกติเวเต็ดอะลูมินา (Activated alumina)
- 4) อะลูมินาเจลบอลล์ (Alumina gel ball)

- 5) แอกติเวเต็ดบอไซด์ (Activated Bauxite)
- 6) โมเลกุล่าซีฟ (Molecularsieve)
- 1) ซิลิกาเจล (Silica gel)

ในท้องตลาดจะมีลักษณะเป็นเม็ดถึงเป็นผง ลักษณะแข็งโปร่งแสงเล็กน้อยเขียนแทนด้วย $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ซิลิกาเจลทำมาจากการทำปฏิกิริยาระหว่างโซเดียมซิลิเกต (Sodium silicate) กับกรดกำมะถัน ตกตะกอน (Coagulate) เป็นไฮโดรเจล (hydrogel) ล้างด้วยโซเดียมซัลเฟต (Na_2SO_4), อบแห้งจะได้สารมีรูพรุนสูงขนาดรูประมาณ 40 อังสตรอม องค์ประกอบทางเคมีแสดงในตาราง 2-3

Silica (SiO_2)	99.71 per cent
Iron as Fe_2O_3	0.03
Aluminum as Al_2O_3	0.10
Titanium as TiO_2	0.02
Sodium as Na_2O	0.02
Calcium as CaO	0.01
Zirconium as ZrO_2	0.01
Trace elements	0.05

การสูญเสียเนื่องจากการเผา (LOI) ที่ 1,750 ฟาเรนไฮท์ สูงสุดประมาณ 3% สัมมูลกับความดันย่อย (Equilibrium partial pressure) แสดงในรูป 2-10

2) ซิลิกาเบสเบ็ด (Silica-base beads, Mobil Sorbead)

เป็นสารซิลิเซียส (Silicious) มีลักษณะเป็นเม็ดคล้ายลูกบอลขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางประมาณ 0.14 นิ้ว มีรูพรุนสูง พื้นที่ในถาดดูดซับสูงกว่า 3×10^6 ตารางฟุตต่อปอนด์ ความสามารถในการดูดซับเหมือนกับซิลิกาเจล แต่เนื่องมาจากมี น้ำหนักต่อปริมาตรสูงกว่าจึงทำให้ความสามารถในการดูดซับต่อปริมาตรสูงกว่า อย่างไรก็ตามก็ดีสุดอ่อนของสารนี้อยู่ที่การสัมผัสกับหยดน้ำจึงต้องมีฟเฟอริเคสชันแคนท์ (Buffer-desiccant) ไว้ที่ทางเข้าก๊าซ เช่นแบบ W โมบิลซอร์เบ็ด (Mobil Sorbead W)

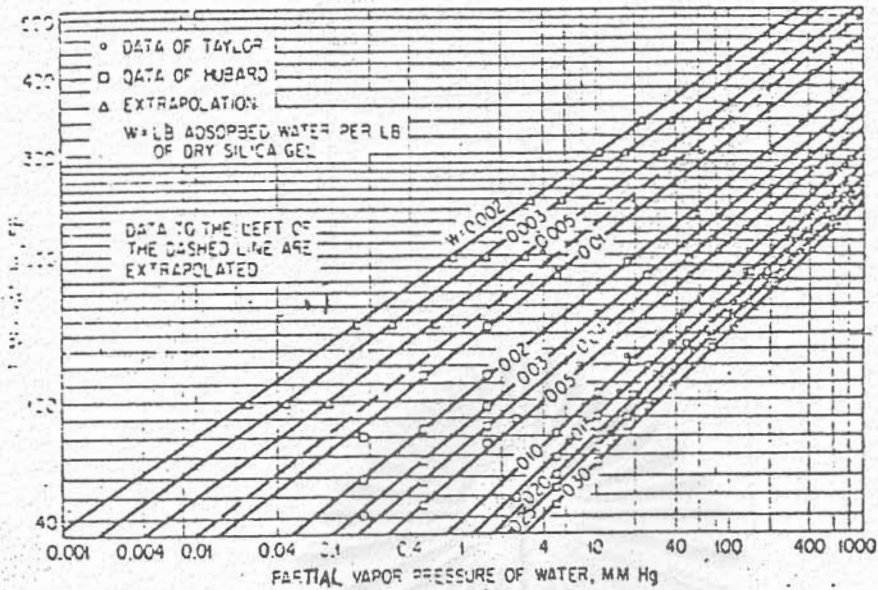


Figure 2-10 Equilibrium partial pressure of water vapor over silica gel containing various amounts of adsorbed water. Residual water which cannot be removed by conventional regeneration is included in the weight of the desiccant.

3) แอกติเวเต็ด อะลูมินา (Activated alumina)

เป็นสารอะลูมินาออกไซด์ องค์ประกอบทางเคมี แสดงในตาราง 2-4 ความหนาแน่น (Bulk density) ประมาณ 52 ปอนด์ต่อตารางฟุต มีช่องระหว่างเม็ดสารประมาณ 50% รูป 2-11 แสดงความสามารถของแอกติเวเต็ดอะลูมินา

4) อะลูมินา เจล บอลล์ (Alumina-Gel Balls, Alcoa Activated Alumina H-151)

ผลิตจากการผสมสารละลายโซเดียมอะลูมิเนตกับสารละลายโซเดียมโบคาบอเนต และกรอง, ล้าง, อบแห้ง ขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางของสารนี้อยู่ในช่วง 1/8 และ 1/4 นิ้ว ความสามารถในการดูดน้ำจะสูงกว่าแอกติเวเต็ดอะลูมินาแบบเก่า ดังแสดงในรูป 2-11 องค์ประกอบของสารนี้แสดงในตาราง 2-5

Table 2-4. Typical Analysis of Activated Alumina

Alumina (Al ₂ O ₃)	92.00 percent
Loss on ignition (H ₂ O)	6.50
Soda (Na ₂ O)	0.90
Ferric oxide (Fe ₂ O ₃)	0.08

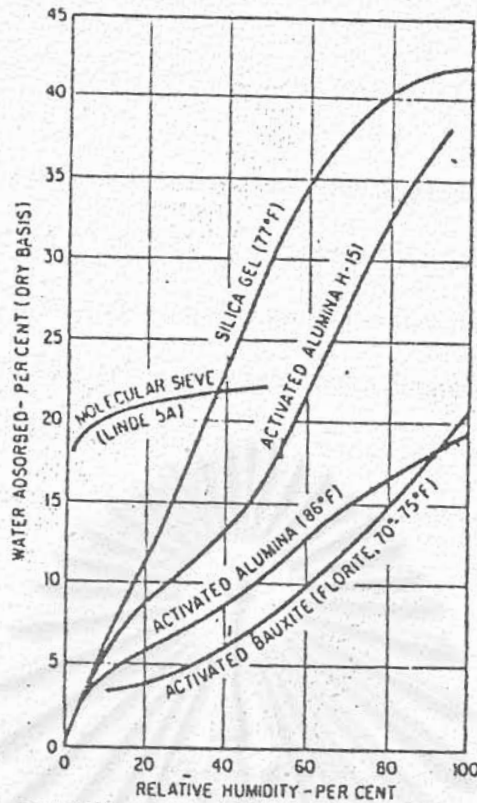


Figure 2-11 Equilibrium capacity of solid adsorbents versus relative humidity. Silica-gel, data from Davison Chemical Co. ; Activated Alumina H-151, data from Aluminum Company of America ; activated bauxite, data from Amero et al. ; molecular sieve,

Table 2-5. Typical Analysis of Alcoa H-151 Activated Alumina

Al ₂ O ₃	90.0 percent
Na ₂ O.....	1.4
Fe ₂ O ₃	0.1
SiO ₂	1.1
Loss on ignition.....	6.0

Table 2-6. Composition of Activated Bauxite

Al ₂ O ₃	70-75 percent
Fe ₂ O ₃	3-4
SiO ₂	11-12
TiO ₂	3-4
Volatile (water).....	4-6

5) แอกติเวทเต็ด บอกไซด์ (Activated Bauxite)

มีสินแร่ดินเหนียวที่ประกอบด้วยบอกไซด์ ให้ความร้อนและควบคุมสภาวะให้แห้ง
จากไฮเดรตอะลูมินา (hydrated alumina) องค์ประกอบหลักของแร่บอกไซด์เป็นอะลูมินา
ไตรไฮเดรต (alumina trihydrate) . องค์ประกอบหลังจากผ่านกระบวนการแสดงในตาราง
2-6 ข้อดีของการใช้แอกติเวทเต็ด บอกไซด์ คือราคาต่ำเมื่อเทียบกับสารดูดความชื้นตัวอื่นที่
สังเคราะห์ขึ้น ไม่มีปัญหาเมื่อมีหยดน้ำติดเข้าไปในก๊าซขาเข้า เนื่องจากราคาต่ำ จึงสามารถออกแบบ
ให้ก๊าซขาออกมีจุดน้ำค้างต่ำมาก ข้อเสียของสารนี้คือ ความสามารถในการดูดน้ำต่ำ
ดังรูป 2-11

6) โมเลกุลเซฟ (Molecular sieve)

ความสามารถพิเศษคือ สามารถดูดสารที่มีโมเลกุลเล็กๆ ได้และปล่อยโมเลกุล
ใหญ่ไว้. สามารถดูดซับได้ดีในกรณีที่มีความเข้มข้นของก๊าซขาเข้าต่ำ องค์ประกอบเป็นพวกผลึกอะลูมิโน
ซิลิเกต โซเดียม, โพแทสเซียม และแคลเซียม ที่ทำการกระตุ้นด้วยการไล่น้ำออกจากผลึก
ด้วยความร้อน ขนาดของรูมีขนาดเล็กมาก (12-50 billionth of an inch in diameter)
คุณสมบัติของโมเลกุลเซฟทั้ง 5 แบบของบริษัทยูนิคาร์โบค แสดงในตาราง 2-7 ทุกแบบเหมาะ
สำหรับดูดความชื้นจากก๊าซ แต่ตัวสารนี้มีราคาสูงกว่าทั้ง 5 แบบที่กล่าวมา ข้อดีของการใช้สารนี้
(Molecular sieve)

- 1) มีความสามารถในการดูดความชื้นได้ถึงแม้ว่าความชื้นสัมพัทธ์ต่ำ (low volatile humidity)
- 2) สามารถใช้กับก๊าซที่อุณหภูมิสูงได้
- 3) สามารถเลือกดูดน้ำและสารอื่นพร้อมกันได้
- 4) สามารถใช้กับการอบแห้งแบบไม่มีความร้อนถ่ายเทออกจากระบบ (adiabatic drying system)
- 5) ให้จุดน้ำค้างต่ำ
- 6) ไม่เสียหายเมื่อมีหยดน้ำติดมา

Table 2-7. Basic Types of Union Carbide Corp. Linde Molecular Sieves

Basic type	Nominal pore diameter-angstroms	Bulk density of pellets lb/cu ft	H ₂ O capacity (%/wt)*	Molecules adsorbed (typical)†	Molecules excluded	Typical applications
3A	3	47	20	H ₂ O, NH ₃	Ethane and larger	Dehydration of unsaturated hydrocarbons
4A	4	45	22	H ₂ S, CO ₂ , SO ₂ , C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , C ₃ H ₈	Propane and larger	Static desiccant in refrigeration systems, etc. Drying saturated hydrocarbons
5A	5	43	21.5	n-C ₄ H ₉ OH,	Iso compounds, 4 carbon rings and larger	Separates n-paraffins from branched and cyclic
10X	8	36	28	Isoparaffins and olefins	Di-n-butylamine and larger	Aromatic hydrocarbon separations
11X	10	38	28.5	Di-n-propylamine	(C ₂ F ₆) ₂ N and larger	Coadsorption of H ₂ O, H ₂ S and CO ₂

*Pounds H₂O/100 lbs activated adsorbent at 17.5 mm Hg partial pressure and 25°C, adsorbent in pellet form.

†Each type adsorbs listed compounds plus those of all preceding types.

Table 2-8 Important Physical Properties of Typical Desiccant Materials

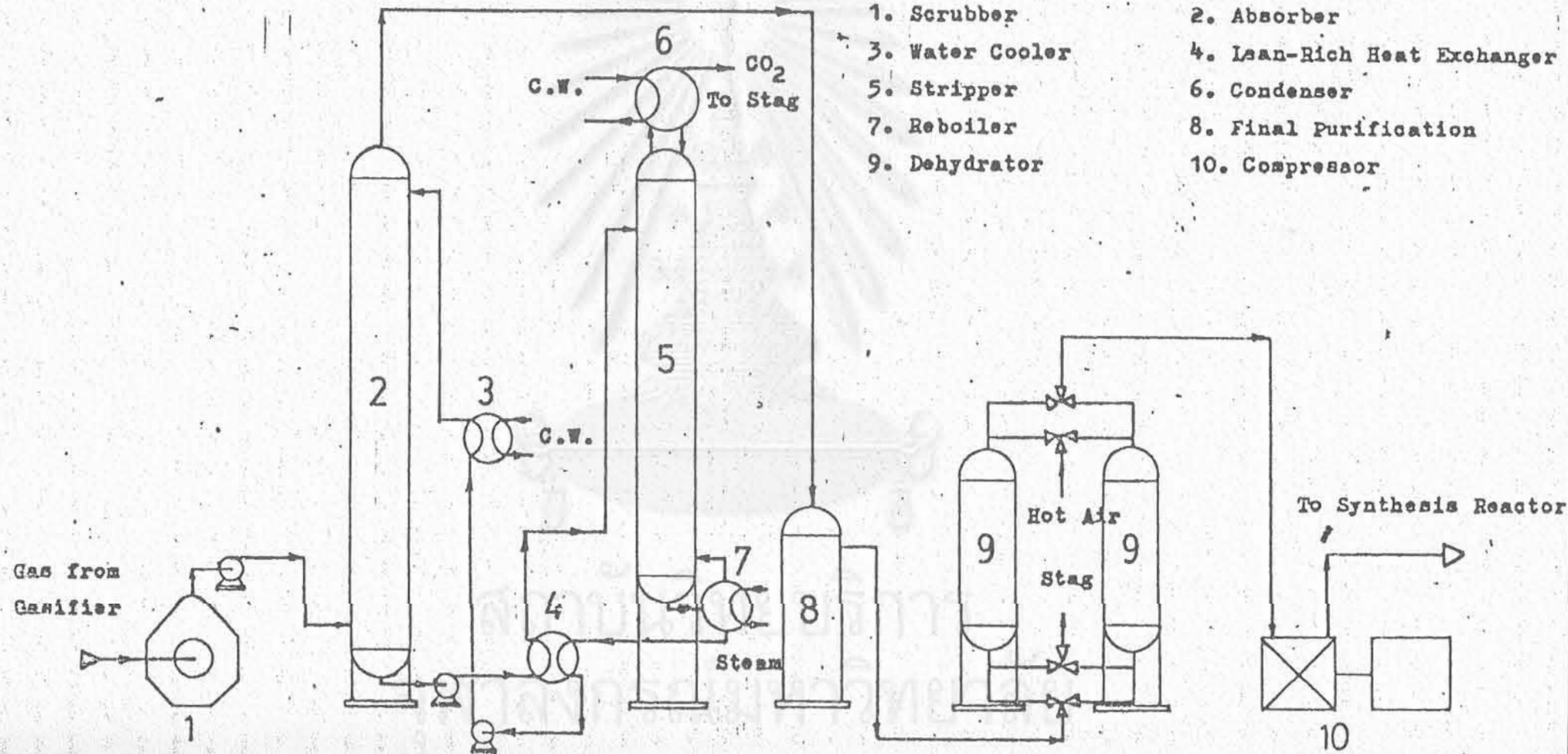
Physical properties	Type of desiccant (typical commercial products)					
	1. Silica gel (2) (Davison 03)	2. Silica-base beads (3) (Mobil Sorbead R)	3. Activated alumina (4) (Alcoa grade F-1)	4. Alumina-gel balls (4) (Alcoa grade H-157)	5. Activated bauxite (5) (Florite)	6. Molecular sieve (6) (Linde 4A & 5A)
True specific gravity	2.1-2.2	—	3.3	3.1-3.3	3.40	—
Bulk density, lb/cu ft (4-8 mesh)	38-45	49	52-55	51-53	50-52	40-45
Apparent specific gravity	1.2	—	1.6	—	1.6-2.0	1.1
Average porosity, %	50-65	—	51	65	35	—
Specific heat, Btu/(lb)(°F)	0.22	0.25	0.24	—	0.24	0.2
Thermal conductivity, Btu/(sq ft)(hr)(°F)(in.)	1.0	—	1.0(100°F) 1.45(200°F)	—	1.09(360°F; 4-8 mesh)	—
Water content (regenerated), %	4.5-7	—	6.5	6.0	4-6	varies
Reactivation temperature, °F	250-450	300-450	350-600	350-850+	350+	300-600
Particle shape	granular	spheroidal	granular	spheroidal	granular	cylindrical pellets
Surface area, sq meter/g	—	650	210	390	—	—
Static sorption at 60% RH, %	35	33.3	14-16	22-25	10	22

บทที่ 3

การออกแบบ



สถาบันวิทย์บริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูป 3-1 กระบวนการทำแก๊สสำหรับสังเคราะห์

แก๊สสังเคราะห์จากการแก๊สซิฟิเออร์ (Gasifier) ปรกติจะมีสารเจือปนหลายชนิด ทั้งที่เป็นของแข็งและแก๊ส เช่น คาร์บอนที่เผาไหม้ไม่หมด, แก๊สจากการเผาไหม้, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์, แก๊สมีเทนและแก๊สไนโตรเจน ฯลฯ ซึ่งก่อให้เกิดปัญหาในการกักกรองในกระบวนการ, ทำลายตัวเร่งปฏิกิริยา และยังมีผลให้ได้ผลผลิตน้ำมันสังเคราะห์เปลี่ยนแปลงไปด้วย.

แก๊สสังเคราะห์ซึ่งมีคาร์บอนไดออกไซด์ 14-30% จะทำให้ผลผลิตของ CH_2 ลดลง ได้ถึง 10-32% ถ้ามีไนโตรเจนหรือมีเทน 16% แทนคาร์บอนไดออกไซด์จะลดผลผลิตลงถึง 18-23% ความชื้นในแก๊สสังเคราะห์จะทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดออกซิไดซ์ (Oxidise) แบบแปรผันกลับไม่ได้ทำให้เสียดุลสมบัติไป ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และสารประกอบของกำมะถันต่างก็ทำลายตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งต้องกำจัดออกให้เหลือเพียง 0.1-0.2 กรัมต่อ 100 ลบ.เมตรของแก๊ส (เมื่อคำนวณเป็นกำมะถัน) (13) คาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเข้มข้นสูงเป็นอันตรายกับตัวเร่งปฏิกิริยา เช่นกันต้องกำจัดออกให้เหลือเพียง 2% ในแก๊สสังเคราะห์ (9)

การออกแบบกระบวนการทำแก๊สสังเคราะห์ให้บริสุทธิ์

จากการทำสมดุลมวลสารของกระบวนการในภาคผนวก A-1 การทำพาร์เชียลออกซิเดชัน (Partial Oxidation) ของไม้, ออกซิเจนและไอน้ำในเครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเออร์ (Gasifier) จะได้แก๊สสังเคราะห์ออกมาเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์, ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ในอัตราส่วน 1:1:1 รวมทั้งสิ่งเจือปนที่เป็นของแข็งพวกคาร์บอนที่เผาไหม้ไม่หมด, แก๊สจากการเผาไหม้และไอน้ำ ดังนั้นในกระบวนการนี้เรามีปัญหาที่จะต้องกำจัดพวกสิ่งเจือปนที่เป็นของแข็ง, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ

กระบวนการกำจัดสิ่งเจือปนที่เป็นของแข็ง, CO_2 และไอน้ำ

จากแผนผังกระบวนการตามรูปที่ 3-1 แก๊สสังเคราะห์จะผ่านเครื่องสครับเบอร์ (Scrubber) ซึ่งจะจับสิ่งเจือปนที่เป็นของแข็งและทาร์ (Tar) ไว้ แก๊สที่ออกจากเครื่องนี้ก็มีแก๊ส CO_2 , CO , H_2 และไอน้ำเป็นส่วนใหญ่ ซึ่งจะเข้าไปทางด้านบนของหอดูดซึม (Absorber) ซึ่งจะจับแก๊ส CO_2 ไว้ด้วยสารละลายโมโนเอทาโนลาไมน์ ซึ่งจะเข้าทางด้านยอดหอส่วนทางกับการไหลของแก๊สสังเคราะห์และไหลผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนกับสารละลายเอทาโนลาไมน์ที่มีแก๊สกรดต่ำ (lean solution) จากรีบอยเลอร์ (Reboiler) ซึ่งร้อนกว่า แล้วไหลขึ้นสู่

บอดหอกลั่น (Stripper) แยกเอา CO₂ ออกด้วยการกลั่นสารละลายที่มี CO₂ น้อยจะลงมาที่รีบอบเลออร์และไหลผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนกับสารละลายซึ่งมี CO₂ มากซึ่งมาจากตัวนำที่หอดูดซึมสารละลายซึ่งมี CO₂ น้อยจะไหลผ่านเครื่องทำให้เป็นลงด้วยน้ำ (Water Cooler) แล้วขึ้นไปยังบอดหอดูดซึมเพื่อดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไปเป็นอันครบวงจรสารละลายโมโนเอทานอลามีน

แก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านหอดูดซึมจะมี CO₂ อยู่ 2% โดยปริมาตร แต่เพื่อขับ CO₂ ที่อาจจะหลงเหลือมามากกว่านั้นจากขณะที่เริ่มเดินเครื่อง (Start up) หรือจากปัญหาอื่นใดก็ตาม แก๊สสังเคราะห์นี้จะถูกทำให้ไหลลงในหอบีบเบิล (Bubble Column) ซึ่งเป็นสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) เพื่อจับ CO₂ แก๊สที่ผ่านหอนี้แล้วจะมี CO₂ อยู่ น้อยมาก จากนั้นจะผ่านแก๊สสังเคราะห์ไปยังหอดูดซับ (Adsorption Column) เพื่อดูดเอาไอน้ำออกโดยใช้ซิลิกาเจล (Silica gel) หอดูดซับนี้จะมี 2 หอทำงานสลับกันโดยในขณะที่หอหนึ่งทำการดูดซับอยู่นั้นอีกหอหนึ่งจะทำการขับน้ำออก (Regenerated) จากซิลิกาเจล (Silica gel) ให้ความสามารถในการดูดซับไอน้ำได้อีก แก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านหอดูดซับจะมีแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนในอัตราส่วน 1:1 เป็นส่วนใหญ่

เพื่อให้แก๊สสังเคราะห์มีสภาพการทำงานเหมาะสมกับความดันสูง จึงต้องผ่านแก๊สเข้าเครื่องอัดแก๊ส (Gas Compressor) เพื่ออัดแก๊สให้ได้ความดัน 10-30 บรรยากาศเพื่อเข้าไปทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ผลิตน้ำสังเคราะห์ต่อไป

3.1 การออกแบบสครับเบอร์ (Scrubber)

แบบที่สร้างได้ง่ายและมีราคาถูกละดวงในการปฏิบัติงาน คือแบบออริฟิซสครับเบอร์ (orifice scrubbers) ตามรูป A-2-1

ออริฟิซ สครับเบอร์ (orifice scrubbers) เป็นแบบที่ใช้กันอย่างกว้างขวางเหมาะสมสำหรับก๊าซที่มีความเร็วสูงๆ โดยก๊าซจะไปทำให้น้ำแตกกระจายเป็นฝอย ซึ่งเราสามารถหาขนาดหอบค้ำน้ำได้โดยอาศัยสมการของ "Nukiyama-Tanasawa" (14)

$$Do = \frac{1920\sqrt{GL}}{U_o\sqrt{R}/62.3} + 75.4 \left(\frac{L}{\sqrt{GLR}/62.3} \right)^{0.45} \left(\frac{1000 Q_L}{Q_G} \right)^{1.5}$$

ตารางแสดงขนาดของหยดน้ำและแผ่นที่จับได้ในออร์ฟิซสแครเบอร์ (orific scrubber)*

ความเร็วของอากาศ (ฟุต/วินาที)	Do (ค่าเฉลี่ย) ขนาดของหยดน้ำ (ไมครอน)	ขนาดของแผ่นที่จับได้ (ไมครอน)
5	366	> 5
100	205	> 2
200	125	> 1
400	72	— submicron
600	58	submicron

* สำหรับอัตราส่วนน้ำต่ออากาศ 10 gal/1000 cu.ft.

สำหรับวัสดุที่ใช้ในการสร้างเลือกใช้ทองแดงเพื่อป้องกันการกัดกร่อนเพราะสแครเบอร์ต้องแช่น้ำอยู่ตลอดเวลา และในการสร้างยังสามารถตัดให้โค้งงอได้ง่าย รวมทั้งราคาไม่สูงเกินไป

$$\begin{aligned} \text{การออกแบบ ให้พื้นที่หน้าตัดของรูออร์ฟิซ} &= 4.724 \text{ นิ้ว}^2 \\ \text{ได้ความเร็วของก๊าซจากการคำนวณ} & \\ \text{ในภาคผนวก A-2} &= 13.5 \text{ ฟุต/วินาที} \end{aligned}$$

3.2 การออกแบบหอดูดซึม (Absorber)

สภาพของแก๊สสังเคราะห์ในกระบวนการมีแก๊สกรดชนิดเดียวคือคาร์บอนไดออกไซด์ โดยไม่มีสารประกอบของกำมะถันอื่นใดเจือปน แก๊สสังเคราะห์มีความดันปกติ (Normal Pressure) และต้องการแก๊สสังเคราะห์ที่มีความบริสุทธิ์สูง ดังนั้นจึงเลือกสารละลายโมโนเอทานอลามีน (Monoethanolamine ; MEA) เป็นสารดูดซึมแก๊ส CO₂ โดยเพื่อป้องกันการกัดกร่อนและเพื่อประสิทธิภาพในการดูดซึมจะเลือกสารละลายความเข้มข้น 18% โดยน้ำหนัก

การเลือกชนิดหอดูดซึมใช้แบบแพค (Pack Column) เนื่องจากหอดูมีขนาดเล็กและสารละลายมีความกัดกร่อน ทั้งยังให้ความดันตกน้อย (24) ชนิดของแพคกิง (Packing) ใช้แรชชิ่งริง (Raschig ring) ทำด้วยอลูมิเนียมขนาด 1 นิ้ว (Nominal Size) เพราะราคาถูกเมื่อเทียบกับชนิดอื่น และแบบ พี.วี.ซี (P.V.C) ไม่สามารถทนอุณหภูมิสูงกว่า 70 °C ได้

จากการคำนวณในภาคผนวก A-3 ได้หอดูดซึมขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 8 นิ้ว สูง 3.5 ม. แบ่งเป็น 6 ชั้น สูงชั้นละ 58 ซม. เพื่อให้การกระจายสารละลายเป็นไปอย่างทั่วถึงและมีการคอนแทก (contact) กับแก๊สได้อย่างดี โดย Otto Frank (27) ได้แนะนำให้มีรีดิสทริบิวเตอร์ (Redistributor) ทุกๆ ช่วงความสูงของแพคกิง (Packing) ที่ทำด้วยแรชชิ่งริง (Raschig Ring) ที่ยาวเท่ากับ 2.5 ถึง 3 เท่าของเส้นผ่าศูนย์กลางหอ

รายละเอียดหอดูดซึม (Absorber)

อัตราการไหลของแก๊สเข้า	$45 \left(\frac{100}{30.48} \right)^3$	ft ³ /hr
อัตราการไหลของสารละลาย MEA	1600	lb/hr
อัตราการกำสัดแก๊ส CO ₂	642.31	moles/hr
ความเข้มข้นของสารละลาย	18 % ของ MEA	ในน้ำโดยน้ำหนัก
เส้นผ่าศูนย์กลางหอ	8	นิ้ว
จำนวนชั้นแพค (Pack)	6	ชั้น
ความสูงของชั้นแพค (Pack)	0.58	เมตร (เฉพาะช่วง Packing)
ชนิดของแพคกิง (Packing)	½ inch nominal size rashing ring	
ความดัน	1	บรรยากาศ
อุณหภูมิ	140°F	

3.3 การออกแบบหอกลั่นแยก (Stripper)

จากข้อมูลสมดุลย์ของเหลวและแก๊สของระบบสารละลายโมโนเอทานอลาไมน์ในน้ำและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สามารถนำมาหาจำนวนชั้นสมดุลย์ (Number of equilibrium stages) ได้โดยใช้ไดอะแกรมของแมคเคบ-ทิล (McCabe-Thiele diagram) ตามรูป A-4-1 จะได้จำนวนชั้นสมดุลย์เท่ากับ 10 ชั้น สำหรับประสิทธิภาพหอกลั่นจะอยู่ประมาณ 60-85% (27)

จำนวนชั้นสมดุลย์ของหอกลั่นแยกนี้ปรกติใช้ตามประสบการณ์มากกว่าการคำนวณ โดยหอกลั่นแยกของระบบที่ใช้สารละลายโมโนเอทานอลาไมน์ใช้จำนวนชั้น 12-20 ชั้นในช่วงใต้จุดป้อนเข้า (feed) และ 2-6 ชั้นเหนือจุดป้อนเข้า (feed) เพื่อป้องกันการสูญเสียโดยการระเหยของสารละลาย (20)

ชนิดของเพลท (plate) ใช้ชนิดเพอโฟเรตเต็ดเพลท (Perforated Plates หรือ Sieve trays) แบบมีดาวน์คัมเมอร์ (Downcomer) แบบท้อ เพราะสร้างได้ง่ายกว่าแบบอื่น, ราคาในการก่อสร้างถูกกว่าและประสิทธิภาพที่ดี

รายละเอียดในการคำนวณตามภาคผนวก A-4 ได้เส้นผ่าศูนย์กลางของทอกสัน 6 นิ้ว เล็กเอสเปซซิง (Tray spacing) 9 นิ้ว ใช้เพอโฟเรตเต็ดเพลทหนา $\frac{1}{8}$ นิ้ว จำนวน 20 เพลท มีจุดบ่อน้ำเข้า (feed point) ที่เพลทที่ 18

รายละเอียดทอกสันแยก (Stripper)

Tower diameter	6 in	
Tray spacing	9 in	
Active area	0.1566 sq.ft.	
Area of holes	0.0219 sq.ft.	
Area downcomer	0.01957sq.ft.	
Area of holes per active area, A_h/A_A		= 0.14
Area downcomer per plate area, A_d/A		= 0.1
Hole diameter	0.125 in	
Length of weir, l_w	4.36 in	
Height of weir, h_w	0.75 in	

3.4 การออกแบบหน่วยกำจัดน้ำ (Dehydrator)

ในการออกแบบกระบวนการลดความชื้นสิ่งที่ต้องคำนึงถึงคือ

- 1) ปริมาณความชื้นขาเข้า-ออก
- 2) ปริมาณก๊าซ
- 3) เงินลงทุน
- 4) การปฏิบัติงาน

ระหว่างการใช้ของแข็งและของเหลว เป็นสารดูดความชื้น ในที่นี้ได้เลือกใช้ระบบของ

แข็ง เพราะ

- 1) ปริมาณก๊าซน้อย (30 ลบ.ม./ชม.)
- 2) การปฏิบัติงานง่ายกว่า
- 3) เงินลงทุนต่ำ
- 4) ความชื้นขาออกต่ำมาก

ในระบบของแข็งได้เลือกซิลิกาเจลเป็นสารดูดความชื้น เพราะ

- 1) ราคาถูก
- 2) หาง่ายตามท้องตลาด
- 3) การปฏิบัติงานเหมือนกับแบบอื่นๆ
- 4) เงินลงทุนต่ำ

ในการออกแบบกระบวนการดูดความชื้นของระบบนี้ได้ตั้งข้อสมมติฐานว่า

- 1) ก๊าซออกจากระบบกำจัด CO₂ ที่สภาวะอิ่มตัว มีอุณหภูมิ 100°F ที่ความดันบรรยากาศ
- 2) ก๊าซมีคุณสมบัติเหมือนกับอากาศคือสามารถใช้แผนภูมิไอน้ำได้ (Psychometric chart)
- 3) ช่วงเวลาในการใช้งาน 8 ชม. แต่ได้เผื่อสำหรับความปลอดภัย 2 ชม.

การออกแบบได้กระทำในภาคผนวก ที่ A-5 ตารางดังต่อไปนี้แสดงขนาดของระบบดูดความชื้น

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางแสดงขนาดหอดูดความชื้น

อัตราไหลก๊าซ	30	ลบ.ม./ชม.
ความชื้นสัมพัทธ์ขาเข้า	100%	
ความชื้นสัมพัทธ์ขาออก	0%	
อุณหภูมิปฏิบัติการ	100°	ฟาเรนไฮต์
เส้นผ่าศูนย์กลางหอ	14	นิ้ว
ความยาวส่วนบรรจุซิลิกาเจล	3.5	ฟุต
เวลาที่ใช้ในการปฏิบัติการ	8	ชั่วโมง
เวลาใช้ในการรีเจนเนอเรท	4	ชั่วโมง
เวลาในการทำให้เป็น	2	ชั่วโมง
อุณหภูมิในการรีเจนเนอเรท	300°	ฟาเรนไฮต์
อัตราไหลอากาศร้อน	60	ลบ.ม./ชม.

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 4

การปฏิบัติการ

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ในการ test run เราจะศึกษา physical characteristic ของ หอดูดซึม และหอกลั่นแยก และศึกษา adsorption characteristic ของหอดูดความชื้น ดังนั้นเราจึงเลือกใช้ระบบ air-water แทนระบบ MEA-CO₂ ในหอดูดซึมและหอกลั่นแยก และเลือกใช้ saturated air แทน synthesis gas ในหอดูดความชื้น

ในการเริ่ม operate เราจะเดินปั๊มของระบบ cooling water ก่อนเพื่อจ่ายน้ำทำความเย็นให้แก่ compressor จากนั้นก็จะ start compressor เพื่อให้เกิดมีการไหลของก๊าซในระบบของหอดูดซึม และเนื่องจากเราไม่ได้ทำการเดิน reboiler เราจึงต้องป้อนอากาศเข้าสู่หอกลั่นแยกด้วยโดยป้อนเข้าสู่ shell ของ reboiler จากนั้นเราจะเริ่มป้อนน้ำเข้าสู่ระบบโดยเดินปั๊มที่ดูดน้ำจากถนนหอดูดซึม (P₁) จากนั้นก็เดินปั๊ม (P₂) อีกตัวหนึ่งเพื่อทำให้ครบวงจร จากนั้นเราจะปรับวาล์วที่ต่อक्रम P₂ จนกระทั่งได้อัตราการไหลของน้ำตามต้องการ โดยอ่านค่าอัตราการไหลของน้ำจากมิเตอร์ จากนั้นเราก็จะปรับวาล์วที่ต่อक्रम P₁ เพื่อรักษาระดับน้ำในหอดูดซึมและหอกลั่นแยกให้คงที่

สำหรับหอกลั่นแยกเราจะเปลี่ยนอัตราการไหลของก๊าซจาก 8-80 ม³/ชม. แล้ววัด pressure drop โดยใช้ U-tube จากนั้นก็จะนำค่า pressure drop ที่ได้มาศึกษา physical characteristic

สำหรับหอดูดซึมเราจะเปลี่ยนอัตราการไหลของน้ำโดยปรับวาล์วที่ต่อक्रमปั๊ม P₂ จากนั้นจะวัด pressure drop โดยใช้ U-tube แล้วนำค่าที่ได้มาศึกษา physical characteristic

สำหรับหอดูดความชื้น เราจะบันทึกอุณหภูมิที่เปลี่ยนไปตามเวลา โดยจุดที่บันทึกอุณหภูมิคือทางเข้าของก๊าซ, อุณหภูมิใน silica gel bed จำนวน 5 จุด และ wet bulb temperature และ dry bulb temperature ของก๊าซขาออก จากนั้นนำค่าที่ได้มาศึกษา characteristic ของหอดูดความ

ชื้น

สำหรับหอ final purification ซึ่งเป็น bubble column เราจะทดลองหาระดับของของเหลวที่เปลี่ยนไปเมื่ออัตราการไหลของก๊าซเปลี่ยนไป นำค่าที่ได้มาเขียนกราฟ



ข้อมูลการทดลอง (absorption tower)

ความดันลคที่อัตราการไหลของน้ำต่างๆ

ครั้งที่	เวลาที่ใช้ (sec)	ความดันลคของหอ (for 1 pack of bed) (in.H ₂ O)
1	76.5	0.86614
2	63	0.88189
3	62.5	0.88976
4	63	0.88583
5	65	0.88583
6	64.3	0.87008
7	58	0.87402
8	50	0.88583
9	41	0.91339
10	32	1.02362
11	25	1.06299
12	22	1.07089

สภาพการทดลอง :

ปริมาณของน้ำที่ใช้ 5 ลิตร

อัตราการไหลของอากาศ 80 N^m/hr 0.78477 ft³/sec

เส้นผ่าศูนย์กลางของหอ 8.66 นิ้ว

ความหนาแน่นของน้ำ 62.5 ปอนด์ต่อลูกบาศก์ฟุต

ความหนาแน่นของก๊าซ 0.07 ปอนด์ต่อลูกบาศก์ฟุต

จำนวน ชั้น 6

ส่วนสูงของ 1 ชั้น 560 มิลลิเมตร

การคำนวณเพื่อหา packing factor :

1. คำนวณ G ($\text{lb}/\text{ft}^2\text{sec}$) , L ($\text{lb}/\text{ft}^2\text{sec}$)
2. คำนวณ L/G (ρ_G/ρ_L)^{0.5}
3. จากกราฟเราจะได้อค่า $G^2 F \psi \mu_L^{0.2} / \rho_G \rho_L q_c$
4. เปลี่ยนค่า $G^2 F \psi \mu_L^{0.2} / \rho_G \rho_L q_c$ เพื่อเปลี่ยนค่า packing factor
5. จากค่าเฉลี่ยเราจะคำนวณหาค่า packing factor โดยแทนค่า $G, \psi, \mu_L, \rho_G, \rho_L$ จะได้อค่า packing factor

ผลการคำนวณ :

ครั้งที่	L ($\text{lb}/\text{ft}^2\text{sec}$)	L/G (ρ_G/ρ_L) ^{0.5}	$\Delta P/Z$ ($\text{in H}_2\text{O}/\text{ft}$)	$G^2 F \psi \mu_L^{0.2} / (\rho_G \rho_L q_c)$
1	0.3519	0.08788	0.47	0.048
2	0.4272	0.10669	0.48	0.047
3	0.4306	0.10754	0.485	0.048
4	0.4272	0.10669	0.48	0.047
5	0.4141	0.10342	0.48	0.047
6	0.4186	0.1045	0.47	0.046
7	0.4640	0.11588	0.475	0.046
8	0.538	0.13436	0.48	0.044
9	0.6565	0.16396	0.497	0.044
10	0.8411	0.2100	0.557	0.044
11	1.0766	0.2688	0.58	0.043
12	1.2235	0.3055	0.583	0.039

จากการคำนวณ: packing factor

$$= \frac{0.04525 \times 62.5 \times 0.07 \times 32.2}{0.134^2 \times 1 \times 1.45^{0.2}}$$

$$= 329.58$$

การคำนวณเพื่อหา % flooding ของหอ absorber

จาก ข้อมูลการ design $L = 1000 \text{ lb/hr} = 1.084 \text{ lb/ft}^2\text{sec}$

จากข้อมูลการทดลองเรอวิคไท้ $G = 80 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.134 \text{ lb/ft}^2\text{sec}$

$$\therefore \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} = 0.27$$

จากรูป A-33 ที่ 100% flooding $\frac{G^2 \psi \mu^{0.2}}{\rho_G \rho_L \nu_c} = 0.07$

แทนค่า $F = 329.58 \approx 330$

$$\mu = 1.45 \text{ centipoise}$$

$$\nu_c = 32.2 \text{ ft/sec}^2$$

$$\rho_G = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = 62.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\psi = 1.0$$

จะได้ $G = 0.16656 \text{ lb/ft}^2\text{sec}$

$$\therefore \% \text{ flooding} = (0.134/0.16656) \times 100 = 80.45\%$$

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ข้อมูลสำหรับเขียนกราฟ L/G กับ $\Delta P/Z$

ลำดับที่	L/G	$\Delta P/Z$ (in H ₂ O/ft of pack height)
1	2.625	0.47
2	3.187	0.48
3	3.213	0.485
4	3.187	0.48
5	3.090	0.48
6	3.122	0.47
7	3.463	0.475
8	4.014	0.48
9	4.899	0.497
10	6.274	0.557
11	8.032	0.58
12	9.128	0.583

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Operating pressure drop

From design equation

$$h_w = 0.75 \text{ inch}$$

$$h_{ow} = 0.456 \text{ "}$$

$$h_w + h_{ow} = 1.206 \text{ "}$$

$$\text{pressure drop per tray} = \Delta P_h + h_w + h_{ow}$$

we will compare pressure drop from the test run with the one from calculation

gas flow rate m^3/hr	pressure drop per tray (mm H ₂ O)	
	test run	design
30	33	30.94
40	33	31.18
50	34	31.49
60	34	31.87
70	34	32.32
80	34	32.84

design condition

$$\text{liquid flow rate} = 1,600 \text{ lb/hr}$$

$$\text{gas flow rate} = 40 \text{ m}^3/\text{hr}$$

test run condition

$$\text{liquid flowrate} = 1,675 \text{ lb/hr}$$

เมื่อพิจารณาเปรียบเทียบค่า Pressure drop ที่ test run และที่ design condition จะเห็นว่าค่าใกล้เคียงกัน แสดงว่าความสูงของ liquid ใน tray มีค่าใกล้เคียงกับค่าที่ design การที่ค่าที่ได้จาก test run มีค่าสูงกว่าค่าที่ design ไว้ก็เพราะว่าในการ run test นั้นเราใช้ liquid load สูงกว่าที่ design ไว้คือเรา run test ที่ 1675 lb/hr ส่วนที่ design ไว้เพียง 1600 lb/hr เท่านั้น ซึ่งจะทำให้ค่า liquid crest over weir มีค่ามากขึ้นทำให้ pressure drop มากขึ้น และในการ run จริงจะมี liquid gradient ด้วยทำให้ pressure drop มากขึ้น อีกจากการที่เรา vary gas flow rate ตั้งแต่ 8-80 $\text{m}^3/\text{ชม}$. (design condition = 40 $\text{m}^3/\text{ชม}$) จะเห็นว่าค่า pressure drop เกือบจะไม่เปลี่ยนแปลงเลย แสดงให้เราเห็นว่า column นี้สามารถ operate ได้ในช่วงที่ design และมีความยืดหยุ่นพอสมควร และคาดว่า จะเกิดการ flooding ที่ gas flow มากกว่า 200 $\text{m}^3/\text{ชม}$.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Dehydrator column DATA

inlet flow rate = $80 \text{ m}^3/\text{hr.}$ at 89°F from psychrometric chart, humidity ratio = $0.031 \text{ lb. water/lb. dry air}$

temp °F	distance from silica gel surface (cm.)							outlet	outlet	humidity
	inlet	15	30	45	60	75	outlet	wet-bulb temp. °F	dry-bulb temp. °F	ratio $\frac{\text{lb. water}}{\text{lb. dry-air}}$
86	84.2	83.5	83.3	84.2	84.2	84.2	84.2	82.4	85	0.024
86.9	184.1	82.4	82.4	83.3	83.3	82.4	82.4	73.4	109.4	0.0085
89.6	181.4	200.0	118.4	84.2	84.2	84.2	84.2	77.0	111.2	0.011
89.6	165.2	199.4	199.4	163.4	86	84.2	84.2	75.2	114.8	0.0095
87.8	154.4	192.2	199.4	167.0	167.0	107.6	77	77	118.4	0.0092
89.6	149.9	186.8	199.4	168.8	169.7	158	82.4	82.4	118.4	0.014
91.4	141.8	179.6	195.8	172.4	174.2	170.6	87.8	87.8	122	0.018
91.4	132.8	166.1	185.0	170.6	175.1	172.4	87.8	87.8	125.6	0.02
91.4	126.5	156.2	174.2	164.3	172.4	172.4	91.4	91.4	122.9	0.025
89.6	122.0	149	168.8	159.8	168.8	170.6	91.4	91.4	128.3	0.024
89.6	118.4	145.4	163.4	156.2	165.2	169.7	93.2	93.2	122.9	0.026
80.6	114.8	140	158	151.7	161.6	167	95	95	123.8	0.0285
82.4	107.6	134.6	152.6	122.9	158	165.2	96	96	125.6	0.031

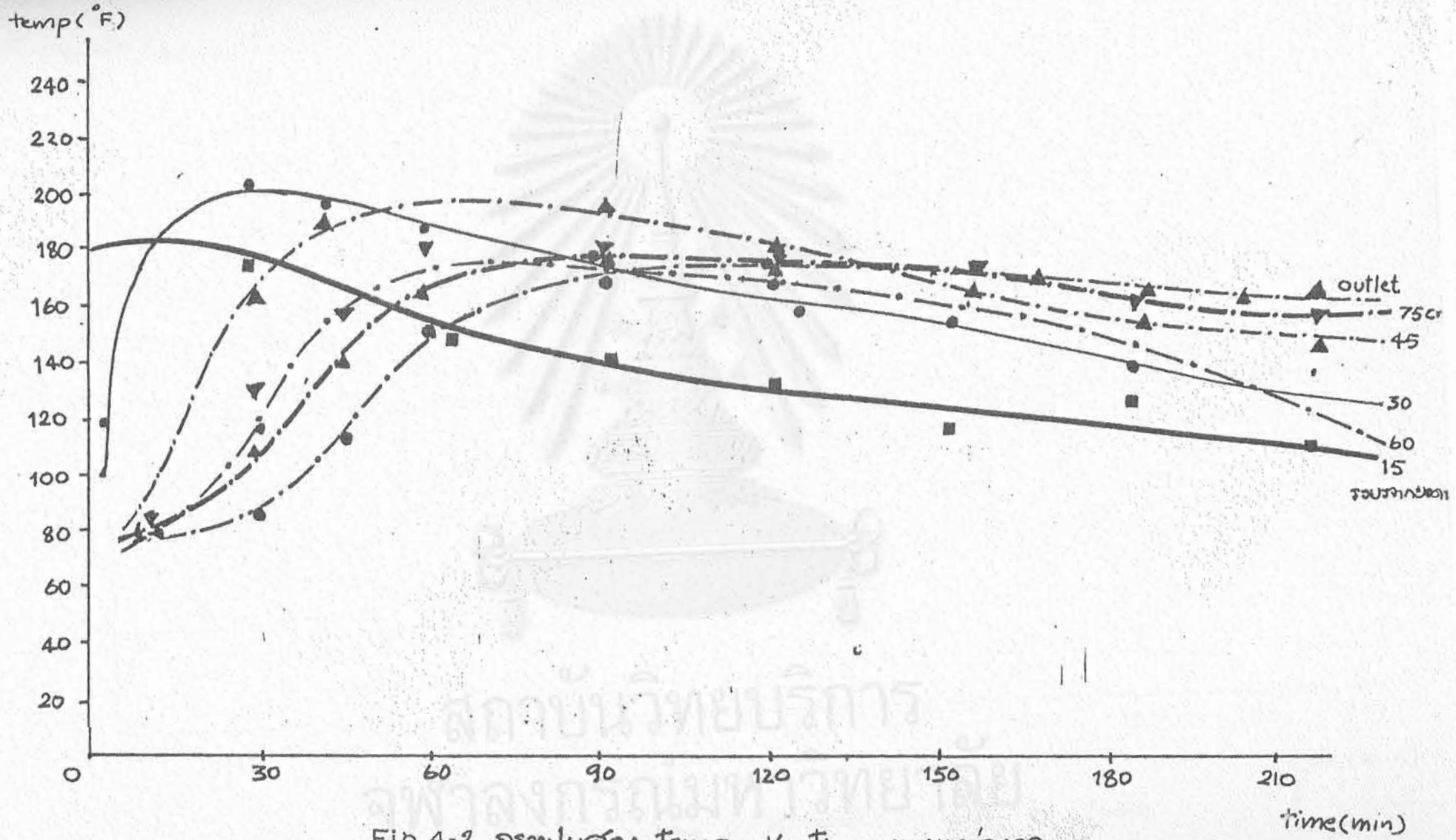


Fig. 4-2 กราฟแสดง Temp. Vs Time ของแต่ละชุด

humidity ratio (lb water/lb dry air)

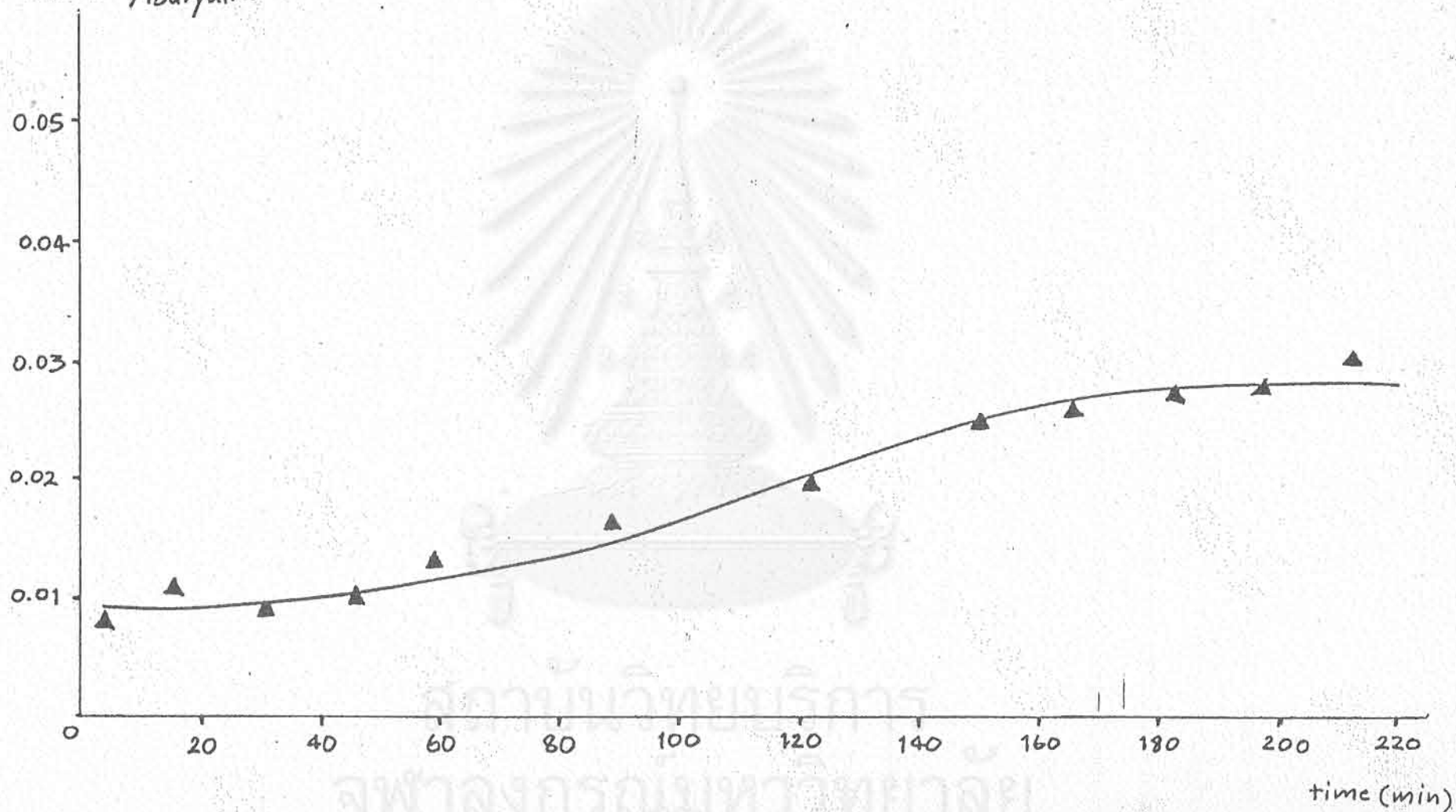


Fig. 4-3 outlet water content vs. time

สรุป

ได้ทำการทดลองเดินเครื่องดูดความชื้นที่อัตราเร็ว 80 ลบ.ม./ชม. พบว่า ภายใน 60 นาที แก๊สขาออก เริ่มมีการเปลี่ยนแปลงปริมาณไอน้ำขาออก แสดงว่าเริ่มถึง break point ทั้งนี้เป็นเพราะ ปริมาณแก๊สที่ใช้มากกว่าที่ออกแบบ 2.7 เท่า และอุณหภูมิของหอบีได้อยู่ที่ 100 องศา F. ตามที่ออกแบบไว้ ผลจากการเพิ่มของอุณหภูมิเป็น 160 องศา F. ทำให้ความสามารถในการดูดซับลดลงจาก 0.35 เป็น 0.13 ปอนด์น้ำ/ปอนด์ซิลิกาเจลแห้ง เวลาของช่วงการดูดซับจะลดลงจาก 10 ชม. เหลือ 130 นาที จากการคำนวณพบว่าใกล้เคียงกับความเป็นจริงคือ 160 นาที

สำหรับการนำซิลิกาเจล กลับมาใช้ใหม่ ได้ใช้ลมร้อนเป่าที่อุณหภูมิ 175 องศา C. พบว่า สามารถฟื้นสภาพพร้อมตัวของซิลิกาเจลได้ โดยเทียบสีจากการคำนวณพบว่าต้องใช้เวลา 6 ชั่วโมง (ดูตารางที่ข้างล่างประกอบ) พบว่าใช้พลังงาน 655 BTU./lb.Silicagel

การแก้ไข

การเดินเครื่องดูดความชื้น :

- 1). เดินเครื่องที่อัตราการไหลของแก๊ส 30 ลบ.ม./ชม.
- 2). ควบคุมอุณหภูมิของหอดูดความชื้นให้อยู่ที่ 100 องศา F.

การฟื้นสภาพของหอดูดความชื้น :

- 1). เพิ่มอัตราการไหลของแก๊สที่ใช้ให้มากขึ้น อย่างต่ำ 60 ลบ.ม./ชม.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

REGENERATION DATA FOR DEHYDRATOR **

TEST RUN ON 09/12/84

DEGREE C.

TIME	P.1	P.2	P.3	P.4	P.5	P.6	P.7	DB.	WB.	FLOW Nm ³ /h
21.35	35	32	27	24	25	29	28	28.5	26	28
21.40	55	33	26	21	24	30	27	28	25	27
21.45										
22.13	51	55	29	20	24	34	28	28.5	25	26
22.15	72	61	29	20	24	34	28	28.5	25	26
22.18	98	85	38	19	22	36	27	28	25	25
22.20	110	95	30	18	22	37	27	28	25	25
22.22	120	101	29	18	21	38	27	28	24	24
22.26	142	108	30	18	19	39	27	28	24	23
22.30	159	109	51	17	18	40	27	28	24	23
22.33	166	110	60	17	17	40	27			
22.35	166	110	63	17	16	41	27	28	24	24
22.38	163	111	66	35	15	42	26			
22.40	159	110	67	49	15	43	26			
22.43	160	109	71	54	16	43	26	28	24	23
22.45	165	109	72	55	16	43	26			
22.47	167	108	75	55	25	43	26			
22.50	162	107	77	56	39	44	26	27.5	23	24
22.55	171	105	80	56	45	42	26			
22.57	175									
23.00	174	104	83	55	46	25	29	28.5	27	24
23.04	180	103	85	55	46	25	31			
23.06	182	103	86	55	46	25	32	31.5	30	22
23.08										
23.12	183	103	88	55	47	25	34	34	32	22
23.17	196	111	89	56	47	25	36	35	34	23
23.22	193	126	89	53	47	26	36			
23.26	195	143	90	56	47	26	36	35.5	34.5	25

st run data for final purification

liquid height start at (L) 77 cm.

Gas flow rate (m ³ /hr)	Liquid height (cm)	h (cm)	h/L
0	77	0	0
10	78.1	1.1	0.014
20	79	2	0.026
30	80	3	0.039
40	81	4	0.052
50	82.1	5.1	0.066
60	83	6	0.078
70	85.9	6.9	0.090
80	85	7	0.104

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองจะเห็นว่าเมื่อพ่นก๊าซเข้าไปในน้ำ ทำให้เกิดฟองก๊าซลอยอยู่ในน้ำ ทำให้ปริมาตรของน้ำเพิ่มขึ้น ซึ่งทำให้ความสูงของน้ำในหอสูงขึ้น ซึ่งจะแปรตามปริมาตรของก๊าซที่พ่นเข้าไป

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

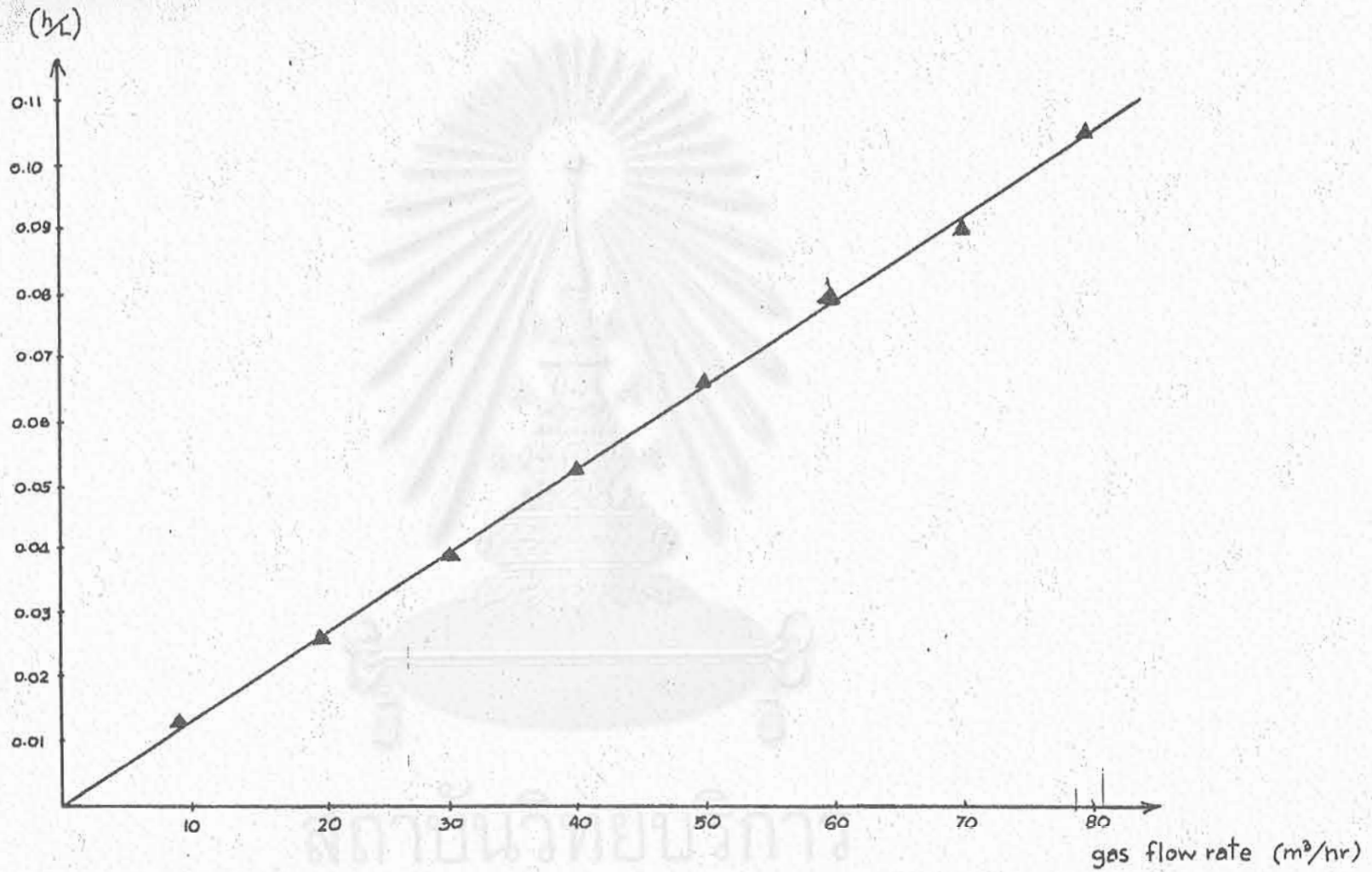


Fig. 4-4 កម្រិតលំហូរឧស្ម័យសរុប និង កម្រិតលំហូរឧស្ម័យសរុប gas flow rate តាំង កម្រិតលំហូរឧស្ម័យសរុប liquid តាំងកម្រិតលំហូរឧស្ម័យសរុប

REFERENCES

1. Sabatier, P., Catalysis, Then and Now, Part , Franklin Publishing CO., Englewood, N.J., 1965
2. Fr. Pat. 571,356 (May 16, 1924), (to Badische Anilin-und Soda-Fabrik)
3. Fr. Pat. 580,905 (Nov. 19, 1924), (to Badische Anilin-und Soda-Fabrik)
4. Storch, H.H., Golumbic, N., and Anderson, R.B., The Fischer-Tropsch and Related Synthesis, John Wiley & Son, Inc., N.Y., 1951
5. Fischer, T. and Tropsch, H., Ber. 59, 830, 832, 923, (1926)
6. Dry, M.E. and Oosthuizen, G.J., J. Catal. 11, 18 (1968)
7. Dry, M.E., Shingles, T., Boshoff, L.J. and Oosthuizen, G.J., J. Catal. 15, 190 (1969)
8. Denny, P.J. and Whan, D.A., The Heterogeneously Catalysed Hydrogenation of Carbon Monoxide, in C. Kemball, ed., Catalysis, Vol. , Chemical Society, London, Eng., 1978
9. Groggin, P.H., Unit Process in Organic Synthesis, 5 th ed., Mc Graw-Hill Kogakusha , 1958
10. Kalfadelis, D.C., and Shaw, H., Encyclopedia of Chemical Technology, Grason, M., ed., 3 rd. ed., Vol. 11, John Wiley, N.Y., 1980
11. Sherwood, T.K., Pigford, R.L., Wilke, C.R., Mass Transfer , McGraw-Hill Kogakusha, Ltd. , 1975, Japan
12. Kastens, M.L., Hirst, L.L., and Dressler, R.G., An American Fischer Tropsch Plant, Industrial and Engineering Chemistry, Mar 1952
13. Rappoport, I.B., Chemistry and Technology of Synthetic Liquid Fuel , Translated from Russian by M. Shelef and P. Schaerf, Israel Program for Scientific Translations Ltd., Sivan Press, Jerusalem, 1962
14. Perry, R.H., and Chilton, C.H., Chemical Engineers' Handbook, 5th. ed., Mc Graw-Hill Inc., 1973
15. Anon. 1956 Chem. Eng. 63 (June) :400
16. Sneerson, A.L. and Leibush, A.G., 1946, J. Appl. Chem. (U.S.S.R.), 19(9):1946
17. Tepe, J.B. and Dodge, B.F., 1943 Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 34:251
18. Behens, E.A. and Behrens, J. 1904 German Patent 162,655
19. William, R.V. and Mathews, J.H. 1924 , Ind. Eng. Chem. 16:1157-1161

20. Riesenfeld, F.C. and Kohl, A.L., 1974, Gas Purification, 2nd.ed., Gulf Publishing Co., Houston, U.S.A.
21. Morse, R.J., 1968, Oil Gas J., 66(Apr.22)
22. Italian Patents 518,145,564,203,545,908,563,853,535,177,854
23. Hougen, O.A., Watson, K.H. and Ragatz, R.A., Chemical Process Principles, 2nd.ed., 1954, John Willey & Son Inc., London
24. Schweitzer, P.A., Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, 1979, Mc Graw-Hill Book Co.
25. Treybal, R.E., Mass-Transfer Operations, 3rd.ed., 1980, McGraw-Hill Inc., Japan
26. Strauss, W., Industrial Gas Cleaning, 2nd.ed., Oxford Pergamon Press (1975)
27. Frank, O., Shortcut Designs for Distillation Column, Chem. Eng., Mar.14, 1977 :p.125
28. Kister, H.Z., Design and Layout for Sieve and Valve Trays, 1980, Chem.Eng., sept. 8, 1980 :p.119-123
29. Kern, D.Q., Process Heat Transfer, 1950, McGraw-Hill Ltd., Tokyo
30. Van Winkle, M., Distillation, McGraw-Hill Inc., N.Y., 1967
31. Deshmukh, R.D. and Mather, A.E., A Mathematical Model for Equilibrium Solubility of Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide in Aqueous Alkanolamine Solutions, Chem. Engr. Sci., Vol.36, Pergamon Press Ltd., 1981, Great Britain :p.355-362

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาพผนวก A

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก A-1

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Material Balance

The following material balance base on chapter 23(13)

Target : Production liquid hydrocarbon 1 l/h

Assumption

- 1) Production base on Table A-1.1
- 2) Fe-catalyst in used
- 3) CO:H₂ ratio in the residual 1:0.74
- 4) Conversion of CO 83 %
- 5) All product are in liquid phase with $\rho = 0.9$ g/cc
- 6) Composition of synthesis gas (% by volume): CO₂-1.8;
CO-45.0; H₂-45.0; CH₄-4.3; N₂-3.9
- 7) Conversion in gasifier 100 %
- 8) O₂ is used in gasifier
- 9) Wood compose of carbon 33 %

Table A-1.1

Designation	Yield, % by weight
C ₁	8.50
C ₂	2.54
Propane-butane fraction	29.70
Gasoline (initial b. p. -180°C)	28.00
Oil (180-320°C)	11.48
Paraffin gatch (320-450°C)	11.00
Solid paraffin (> 450°C)	9.32
Alcohols	5.09
Total	100.00

Calculation

Amount of ideal gas Q (% of initial gas) :

$$Q_{\text{id. gas}} = CO_{\text{in}} \left(1 + \frac{H_2 \text{ consumed}}{CO} \right) \%$$

Introducing the numerical values for CO_{in} and $\frac{H_2 \text{ consumed}}{CO}$

$$Q_{\text{id. gas}} = 45(1 + 0.74) = 78.3\%$$

Distribution of the different elements (C,H,and O) in the synthesis product may be calculated Table A-1.2 if the fractional composition, molecular weight, and analysis of fractions are known. Thus, all the products have the following average composition : carbon 82.05% , hydrogen 16.18% and oxygen 1.77%. For purposes of simplification, the oxygen content will be omitted in the following calculations: in this case the most simple hydrocarbon formula will be $CH_{2.37}$

Table A-1.2

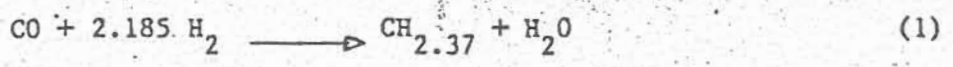
TABLE A-1.2
Distribution of C, H, and O in the synthesis products

Fractional composition of synthesis products, %	Alkene content, %	General formula	Mean molecular weight	Per cent of carbon	Per cent of hydrogen	Per cent of oxygen
C ₁ — 8.50	—	CH ₄	16.0	6.37	2.13	—
C ₂ — 2.54	—	C ₂ H ₆	30.0	2.03	0.51	—
C ₃ —11.85	40	C ₃ H _{7.5}	43.5	9.88	1.97	—
C ₄ —11.85	40	C ₄ H _{9.2}	57.2	9.94	1.91	—
Gasoline—28.00	40	C _{7.5} H _{16.4}	106.4	23.68	4.32	—
Oil—11.85	20	C ₁₄ H _{29.7}	197.7	10.07	1.78	—
Paraffin gatch—11.00	—	(CH ₂) ^a	(14) ^a	9.43	1.57	—
Solid paraffin—9.32'	—	(CH ₂) ^a	(14) ^a	7.99	1.33	—
Alcohols—5.09	—	C ₂ H ₆ O	46.0	2.66	0.66	1.77
Total 100.00	—	—	—	82.05	16.18	1.77

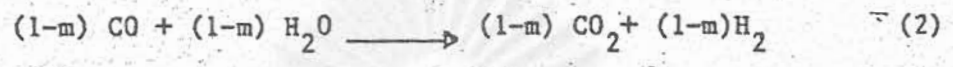
^a Taken arbitrarily.

Equation of synthesis reaction

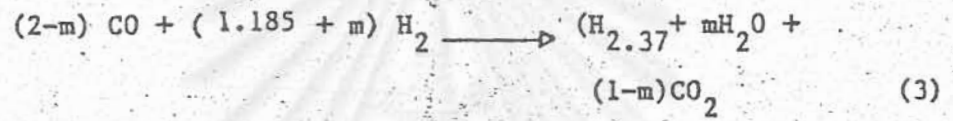
The formation of hydrocarbons may be represented by the equation :



Part of the water (1-m) formed during synthesis causes conversion of carbon monoxide according to the equation



The general form of these equations is

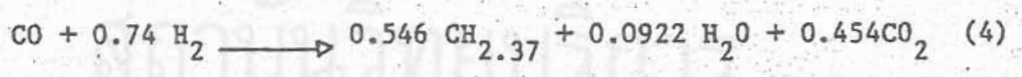


The coefficient m may be calculated from the equality

$$\frac{2-m}{1.185 + m} = 1:0.74 \text{ or } m = 0.169$$

where 1:0.74 is the CO : H₂ ratio in the residue gas

The value of m is substituted in equation(3) and then the final of the equation is



Mole of reactant = 1.74 (CO + H₂)

Total yield of CH₂ hydrocarbon (100% conversion)

$$= \frac{1000 \times 0.546(12+2.37)}{1.74 \times 22.4}$$
$$= 201.3 \text{ g/m}^3 \text{ (Of } Q_{1d})$$

For 80% conversion of CO, $Q_{id} = 78.3\%$

$$(H_2 \text{ yield}) = \frac{201.3 \times 83 \times 78.3}{100 \times 100} = 130.823 \text{ g/m}^3$$

Product hydrocarbon = $0.9 \times 1 = 0.9 \text{ kg/h}$

$$\text{feed gas} = \frac{900}{130.823} = 6.88 \text{ m}^3 \text{ (for 1 l of } >CH_2)$$

Table A-1.3

TABLE A-1.3
Yields of syngas products

Designation	Yields, in kg per 1,000 m ³
C ₁	11.1
C ₂	3.3
C ₃	15.6
C ₄	15.6
Gasoline up to 180°C	36.7
Oil (180-320°C)	15.5
Paraffin wach (320-450°C)	14.4
Solid paraffin (initial b. p. 450°C)	12.2
Alcohols	6.6
Total	131.0

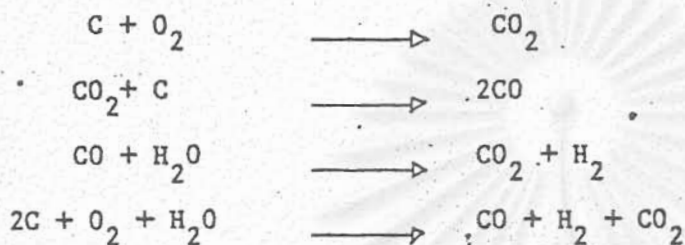
feed gas composition

CO	=	45%	=	6.88 x 0.45	=	3.096	m ³ /h
CO ₂	=	1.8%	=	6.88 x 0.018	=	0.124	"
H ₂	=	45%	=	6.88 x 0.45	=	3.096	"
CH ₄	=	4.3%	=	6.88 x 0.043	=	0.296	"
N ₂	=	3.9%	=	6.88 x 0.039	=	0.268	"
				Total	=	6.88	"

As a result of synthesis of 6.88 m^3 of initial (feed) gas we obtain

$$\begin{aligned} V_{\text{CO}_2} &= 3.096 \times 0.83 \times 0.454 = 1.167 \text{ m}^3/\text{h} \\ V_{\text{CH}_4} &= \frac{11.1 \times 3.096 \times 0.83}{1000} = 0.029 \text{ m}^3/\text{h} \\ V_{\text{CO}} &= 3.096 \times (1-0.83) = 0.526 \text{ m}^3/\text{h} \\ V_{\text{H}_2} &= 3.096 \times (1-0.83 \times 0.74) = 1.194 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

Gasifier Equation



Gas from gasifier

CO	=	3.096	m^3/h
H ₂	=	3.096	m^3/h
CO ₂	=	3.096	m^3/h
CH ₄	=	0.296	m^3/h
N ₂	=	<u>0.268</u>	m^3/h
Total		<u>9.852</u>	m^3/h

Mole of Carbon in gas from gasifier

$$\begin{aligned} &= \frac{3096}{22.4} + \frac{3096}{22.4} + \frac{296}{22.4} \\ &= 289.64 \text{ g-mol/h} \end{aligned}$$

$$\text{carbon used} = 289.64 \times 12 = 3.476 \text{ kg/h}$$

$$\text{wood is used} = 10.53 \text{ kg/h}$$

$$\text{O}_2 \text{ used} = 3.096 \text{ m}^3/\text{h}$$


$$= 4.42 \text{ kg/h}$$

Table A-1.4 ; Represented Flow of Raw Gas (m^3/h)

	Gasifier		Synthesis	
	input(m^3/h)	output(m^3/h)	input(m^3/h)	output(m^3/h)
Wood	10.53 kg/h	-	-	-
Liquid HC	-	-	-	1l/h
CO	-	3.096	3.096	0.526
H ₂	-	3.096	3.096	1.194
CO ₂	-	3.096	0.124	1.291
O ₂	3.096	-	-	-
CH ₄	-	0.296	0.296	0.325
N ₂	-	0.268	0.268	0.268

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก A-2



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การคำนวณและการออกแบบสักรับเบอร์ (Scrubber)

ข้อกำหนดในการออกแบบ

- ปริมาณการไหลของก๊าซต่ำสุด $45 \text{ m}^3/\text{ชม.}$
- ความเร็วของก๊าซต่ำสุด = 5 ฟุต/วินาที เพื่อสับฝุ่นขนาดมากกว่า 5μ (14)

$$\begin{aligned} \text{พ.ท. ที่จะให้ก๊าซผ่าน (สูงที่สุด)} &= 45 \frac{\text{ม}^3}{\text{ชม.}} \cdot \frac{1 \text{ ฟ}^2}{0.028317 \text{ ม}^3} \cdot \frac{1 \text{ วินาที}}{5 \text{ ฟุต}} \cdot \frac{1 \text{ ชม.}}{3600 \text{ วินาที}} \\ &= 0.088 \text{ ฟ}^2 \\ &= 12.7 \text{ น.}^2 \end{aligned}$$

ได้ออกแบบให้สักรับเบอร์ที่มีพื้นที่จะให้ก๊าซผ่านยาว 6 นิ้ว กว้าง 1 เซนติเมตร 2 ด้าน

$$\begin{aligned} \text{พ.ท. ที่จะให้ก๊าซผ่าน} &= \frac{2(6 \times 1)}{2.54} \text{ น.}^2 \\ &= 4.724 \text{ น.}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ความเร็วของก๊าซ} &= \frac{45 \text{ ม}^3}{0.028317 \text{ ม}^3} \cdot \frac{1 \text{ ฟ}^3}{4.724 \text{ น.}^2} \cdot \frac{1}{1.44 \text{ น.}^2} \cdot \frac{1 \text{ ชม.}}{3600 \text{ วินาที}} \\ &= 13.5 \text{ ฟุต/วินาที} \end{aligned}$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

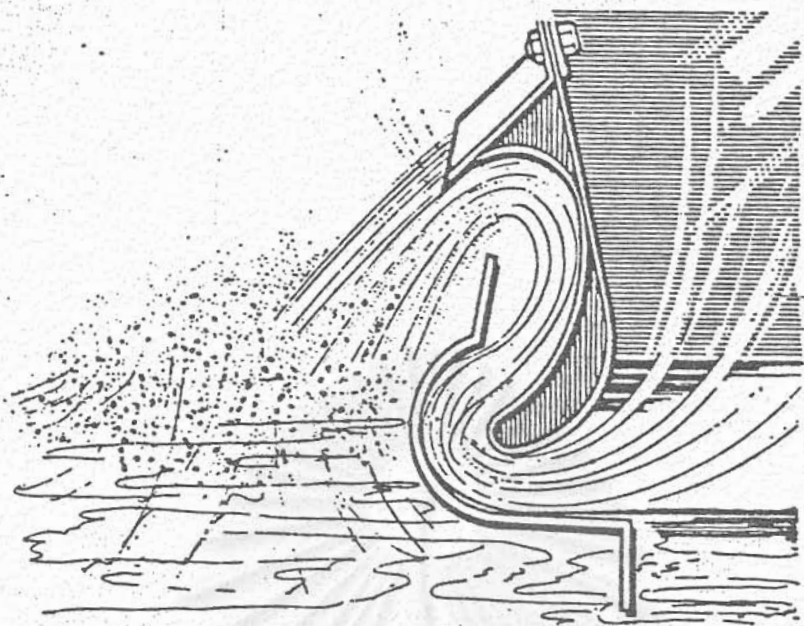


FIG.A-2-1 Action of a self-induced spray scrubber (Rotocloner N).¹⁸

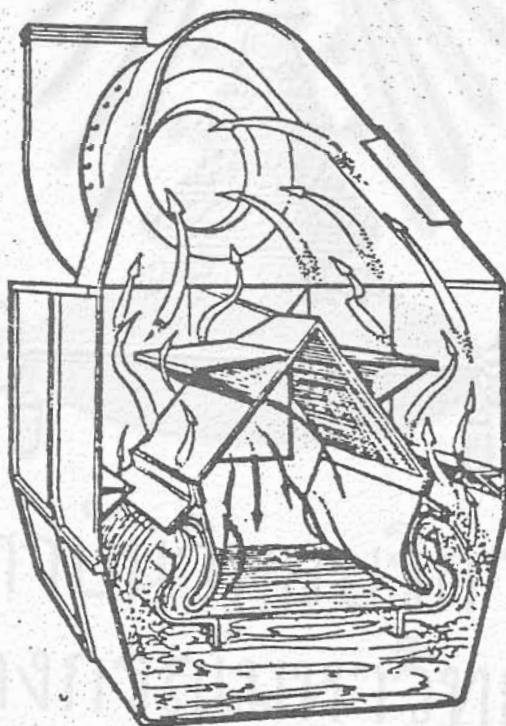


FIG.A-2-2 Self-induced spray type scrubber (Rotocloner N).¹⁸

ภาคผนวก A-3

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ทฤษฎี :

Gas absorption เป็นขบวนการนำเอาก๊าซผสมมาสัมผัสกับ liquid ที่เรียกว่า absorbent โดย liquid จะถูกขับแก๊สชนิดหนึ่งในแก๊สผสมนั้นไปกับ liquid สำหรับ gas absorption แล้ว โดยทั่วไปจะใช้แบบ packed tower continuous - counter current flow, low relative pressure drop, low liquid hold up, no liquid forming ใน packed column, fluid phase ทั้งสองจะสัมผัสตลอดความสูงหอ โดยสัดส่วนองค์ประกอบของความเข้มข้นจะเปลี่ยนแปลงถ่ายเทไปมาระหว่าง phase ซึ่งแสดงว่าความเข้มข้นจะเปลี่ยนตามความสูงของหอ ซึ่งจะเป็นผลให้ flow rate และ mass transfer coefficient เปลี่ยนไปทั่ว เพื่อแก้ปัญหาเหล่านี้ เราจะหาค่าของ mass transfer rate ในรูปของ differential height ของหอ แล้วอินทิเกรตหาค่าความสูงของหอทั้งหมด

ข้อกำหนดใน packed towers :

1. การถ่ายเทมวลจาก L-phase ไปยัง V-phase ใช้เครื่องหมายบวก
2. การอินทิเกรตสมการที่ออกมาจะเริ่มจากทิศของจุดตั้งคานบนหอ
3. upward-flowing phase จะเป็น V-phase ส่วน downward flowing phase จะเป็น L-phase

รูปแบบทั่วไปของ packed tower for gas absorption operation ดังรูป 1

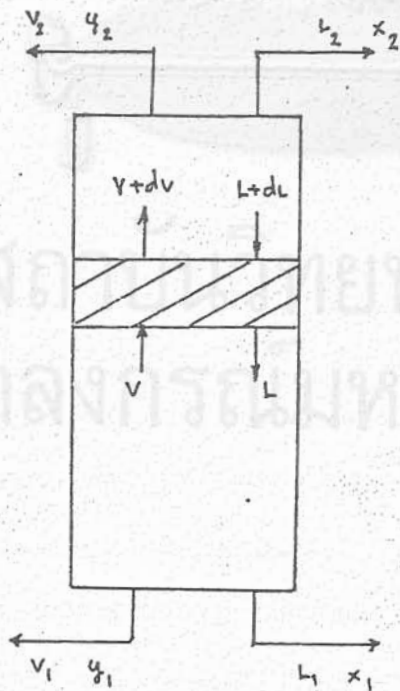


Figure 1

V = อัตราการไหลของ gas phase , lbmol/hr

L = อัตราการไหลของ liquid phase , lbmol/hr

y = ความเข้มข้นของ component ที่จะถูก absorb ใน vapor phase (mole fraction)

x = ความเข้มข้นของ component ที่จะถูก absorb ใน liquid phase (mole fraction)

z = ความสูงของหอ

สัญลักษณ์ 1 ไทล

สัญลักษณ์ 2 คานเมน

ทฤษฎีการคำนวณ :

Assume : ที่ steady state operation

จะทำการ mass balance ตลอดส่วนตัดใน differential tower (ส่วนแรกเงาในรูปที่ 1)

จะได้
$$dV = dL \quad (1)$$

และจาก component balance ที่ส่วนตัดนี้

$$d(Vy) = d(Lx) \quad (2)$$

จะอินทิเกรตสมการ 2 ในช่วงไทลจนถึงจุดใดๆของหอ

$$Vy + L_2 x_2 = Lx + V_1 y_1 \quad (3)$$

สมการ 3 ที่ได้นี้ เรียก สมการ operating line สำหรับ packed column ของรูปที่ 1 ซึ่งจะ

จริงสำหรับทุกค่าของ x ระหว่าง x_1 และ x_2 และทุกค่าของ y ระหว่าง y_1 ถึง y_2

ในกรณีของ dilution ซึ่งการเปลี่ยนแปลงของความเข้มข้น มีผลน้อยมากต่อ L และ V เพราะฉะนั้น

เราจะประมาณได้เส้น operating line เป็นเส้นตรง

จาก rate concept กล่าวว่ (อัตราการเปลี่ยนแปลงของ component หนึ่งภายใน phase

จะเท่ากับอัตราการ transfer ผ่าน phase)

ดังนั้นสำหรับ v -phase ใน equimolar counter diffusion

$$d(Vy) = k'_c (y_i - y) da = k'_c (y_i^* - y) da \quad (4)$$

โดยที่ da คือ พื้นที่สัมผัสใน packed column ในช่วง dz ซึ่งมีค่าดังนี้

$$da = a_s dz \quad (5)$$

โดยที่ a คือพื้นที่สัมผัสต่อหน่วยปริมาตรของ packing

s คือ cross section area ของ packed tower

แทนสมการ 5 ลงในสมการ 4

$$d(vy_1) = k'_G a (y_1 - y_1^*) s dz = k'_G a (y_1^* - y_1) s dz \quad (6)$$

ทำการอินทิเกรตจะได้ดังนี้

$$\int_0^z dz = \int_{y_1}^{y_2} \frac{d(vy_1)}{k'_G a s (y_1 - y_1^*)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{d(vy_1)}{k'_G a s (y_1^* - y_1)} \quad (7)$$

โดยที่ k'_G = gas phase mass transfer coefficient
 k'_G = Overall mass transfer coefficient

ในทำนองเดียวกันสำหรับ L-phase จะได้ว่า

$$\int_0^z dz = \int_{x_1}^{x_2} \frac{d(Lx)}{k'_L a s (x - x_1)} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{d(Lx)}{k'_L a s (x - x^*)} \quad (8)$$

ในการใช้สมการ 7 และสมการ 8 จะต้องทราบตัวแปรคือ

1. ค่าของ $k'_L a$, $k'_G a$, $k'_L a$, $k'_G a$ ซึ่งเป็น function ของอัตราการไหลของ V และ L และคุณสมบัติของทั้งสอง phase

2. ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วน composition ในแต่ละ phase กับ driving force คือค่า $(x - x_1)$, $(x - x^*)$, $(y_1 - y_1^*)$ หรือ $(y_1^* - y_1)$ โดย composition ในแต่ละ phase หาได้จากสมการ 3 และค่า driving force หาได้โดยลากจากค่า composition ของใน phase phase นี้ขึ้นกับ equilibrium curve

การจัดรูปสมการ 6 และสมการ 7 ให้ง่ายขึ้นกรณี equimolar counter diffusion เราจะสมมุติว่า : The phase flowrate L และ V คงที่

และเนื่องจากค่า individual และ overall mass transfer coeff เป็น function ของ flowrate ดังนั้นค่า coefficient จะคงที่ เพราะฉะนั้นสมการจะกลายเป็น

$$\int_0^z dz = \frac{V}{k'_G a s} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y_1 - y_1^*)} = \frac{V}{k'_G a s} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y_1^* - y_1)} \quad (9)$$

และ

$$\int_0^z dz = \frac{L}{k'_L a s} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x - x_1)} = \frac{L}{k'_L a s} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x - x^*)} \quad (10)$$

สำหรับกรณี equimolar counter diffusion

assume v คงที่ จะไดั

$$Z = \int_{y_1}^{y_2} \frac{v dy}{k'_G a_s (y_i - y)}$$

$$Z = v \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{k'_G a_s (y_i - y)}$$

$$Z = v \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{k'_G a_s (y_i^* - y)}$$

$$Z = \frac{v}{k'_G a_s} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y_i^* - y)}$$



Give : $H_{OG} = \frac{v}{k'_G a_s}$ $N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y_i^* - y)}$

H_{OG} = The total height of the transfer unit

N_{OG} = The total number of transfer unit

กรณี Diffusion through a stationary component :

คำนวณในรูป gas solute free basis :

กำหนดให้ \dot{V} = molar flowrate of solute - free gas

คือ $\dot{V} = v(1-y)$ (11)

ดังนั้น $v = \frac{\dot{V}}{(1-y)}$

เอา y คูณตลอด $v y = \dot{V} \left(\frac{y}{1-y} \right)$ (12)

diff สมการ 2 $d(vy) = \dot{V} \frac{dy}{(1-y)^2}$

$d(vy) = \frac{v dy}{(1-y)}$ (13)

แทนค่าสมการ 13 ลงในสมการ 16 แล้วอินทิเกรตจะได้

กรณีในรูปแบบ L-phase จะได้ :

$$\int_0^z dz = \int_{y_1}^{y_2} \frac{V}{k_G a_s (1-y)(y_i-y)} dy = \int_{y_1}^{y_2} \frac{V}{k_G a_s (1-y)(y^*-y)}$$

$$\int_0^z dz = \int_{x_1}^{x_2} \frac{L}{k_L a_s (1-x)(x-x_i)} dx = \int_{x_1}^{x_2} \frac{L}{k_L a_s (1-x)(x-x^*)}$$

โดยใช้ :

$$H_{OG} = \frac{V}{k_G a_s (1-y)_{lm}}$$

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)(y^*-y)}$$

ความสูงหอ Z = $H_{OG} N_{OG}$

สำหรับ dilute solution :

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y^*-y)}$$

Assume : equilibrium curve vs. operating line is linear

so : $N_{OG} = \frac{y_2 - y_1}{(y^* - y)_{lm}}$

$$(y^* - y)_{lm} = \frac{(y_2^* - y_2) - (y_1^* - y_1)}{\ln \left[\frac{y_2^* - y_2}{y_1^* - y_1} \right]}$$

ค่า individual mass transfer coefficient สำหรับ L-phase และ V-phase สามารถแสดงในรูปความสัมพันธ์กับค่า overall mass transfer coefficient

$$\frac{1}{k_g a} = \frac{1}{k_g a} + \frac{m}{k_L a}$$

จัดรูปสมการให้อยู่ในรูป height of transfer unit จะได้

$$\frac{V}{k_g a (1-y)_{lm}} = \frac{V}{k_g a (1-y)_{lm}} + \frac{mV}{L} \cdot \frac{L(1-x)_{lm}}{(1-x)_{lm}} \cdot \frac{1}{(1-y)_{lm}} \cdot \frac{1}{k_L a}$$

คือ $H_{OG} = H_G + \frac{mV}{L} H_L$

โดยเทอม $(1-x)_{lm} / (1-y)_{lm}$ ทัวไปมีค่า = 1

กรณีที่เป็น dilute

$$H_G = \frac{V}{k_g a s} \quad \text{เทอม } (1-y)_{lm} = 1$$

$$H_L = \frac{L}{k_L a s} \quad \text{เทอม } (1-x)_{lm} = 1$$

ค่า k_g ใน gas phase หาจาก :

$$\frac{k_g RT}{a_v D_v} = C_1 \left(\frac{G_v}{a_v \mu_v} \right)^{0.7} \left(\frac{\mu_v}{\rho_v D_v} \right)^{1/3} (a_v D_p)^{-2.0}$$

ค่า k_L ใน liquid phase หาจาก :

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L} \right)^{1/3} = 0.0051 \left(\frac{G_L}{a_v \mu_L} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-1/2} (a_v D_p)^{0.4}$$

$$\frac{a_w}{a_v} = 1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{\delta_c}{\delta} \right)^{0.75} \left(\frac{G_L}{a_v \mu_L} \right)^{0.1} \times \left(\frac{G_L a_v}{\rho_L q} \right)^{-0.05} \left(\frac{G_L}{\rho_L \delta a_v} \right)^{0.2} \right]$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Absorber Design

The gas compressor used in the process has volume flow rate of m^3 per hour. The Design of absorber will base on the gas flow rate passing the compressor.

Basis on synthesis gases passing compressor : $30 m^3/hr$

From material balance the synthesis gases composition from gasifier is

$$CO : H_2 : CO_2 = 1 : 1 : 1$$

$$\text{Total gas flow rate from gasifier} = 30 \times \frac{3}{2} = 45 m^3/hr$$

The components flow rate

	m^3/hr	mole/hr	lb/hr	lbmole/hr
CO	15	669.643	41.325	1.476
H ₂	15	669.643	2.952	1.476
CO ₂	15	<u>669.643</u>	<u>64.94</u>	<u>1.476</u>
		<u>2008.93</u>	<u>109.22</u>	<u>4.428</u>

Find CO₂ removed in the absorber

CO₂ is allowed only 2 percents in the gases feed to reactor.

Thus the gases feeded to the reactor

$$= \frac{669.643 \times 2}{0.98} = 1366.62 \text{ moles/hr}$$

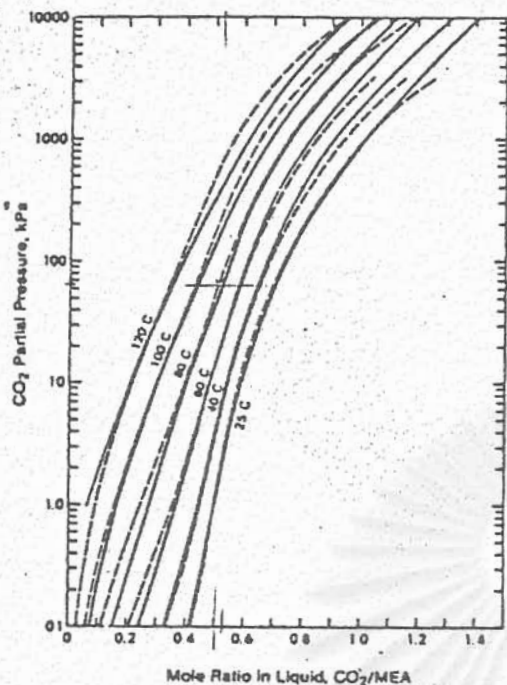
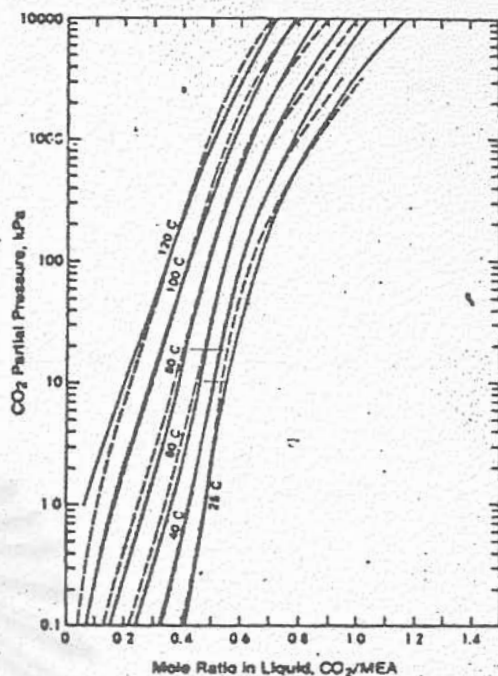
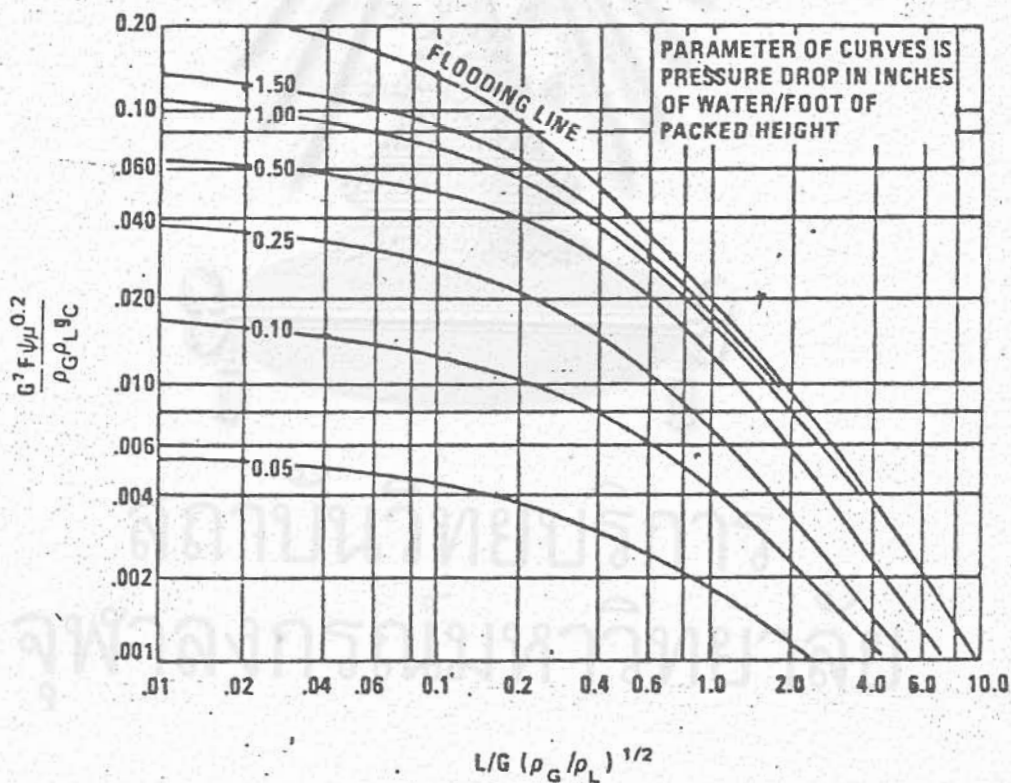
$$CO_2 \text{ must be removed} = 2008.93 - 1366.62 = 642.31 \text{ moles/hr}$$

Find MEA solution rate

Lean MEA solution contains 0.14 moles CO₂/mole MEA (20)

Rich solution concentration approximate from equilibrium

curve of 2.5N at 140°F (Fig.A-3-1) 0.56 mole CO₂/mole MEA

Fig. A-3-1 Solubility of CO₂ in 2.5N MEA solutions.Fig. A-3-2 Solubility of CO₂ in 5.0N MEA solutions.

- L = LIQUID RATE, LB/SEC, SQ FT
 G = GAS RATE, LB/SEC, SQ FT
 ρ_L = LIQUID DENSITY, LB/CU FT
 ρ_G = GAS DENSITY, LB/CU FT
 F = PACKING FACTOR
 μ = VISCOSITY OF LIQUID, CENTIPOISE
 ψ = RATIO, DENSITY OF WATER/DENSITY OF LIQUID
 g_c = GRAVITATIONAL CONSTANT = 32.2

Fig. A-3-3 Generalized pressure drop and flooding correlation for packed towers.

If the solution is 80% approaching to equilibrium, the solution will concentrate 0.45 mole CO_2 /mole MEA

Solution will concentrate = 0.31 mole CO_2 /mole MEA

$$\text{Require MEA} = \frac{642.31}{0.31} = 2071.97 \text{ mole MEA/hr}$$

(MEA. M.W. = 61.09)

$$= 2071.97 \times 61.09 = 126,576.65 \text{ gm/hr}$$

Using 0.18% MEA solution

$$\text{Require solution} = \frac{126,576.65}{0.18} = 703202.83 \text{ gm/hr}$$

$$= \frac{703202.83 \times 2.204}{1000} = 1549.86 \text{ lb/hr}$$

Choose solution flow rate = 1600 lb/hr

Find Column Diameter

$$L = 1600 \text{ lb/hr}$$

$$G = 109.22 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_L = 60 \text{ lb/cu.ft}$$

$$\rho_G = 0.0687 \text{ lb/cu.ft}$$

$$F = 300$$

$$\mu = 0.9$$

$$\psi = 1$$

$$\frac{L(\rho_G)^{1/2}}{G(\rho_L)} = 0.496$$

From Fig. A-3-3

$$\frac{G^2 F \psi \mu^{0.2}}{\rho_G \rho_L^{0.5}} = 0.04$$

$$G = 0.134 \text{ lb/s}$$

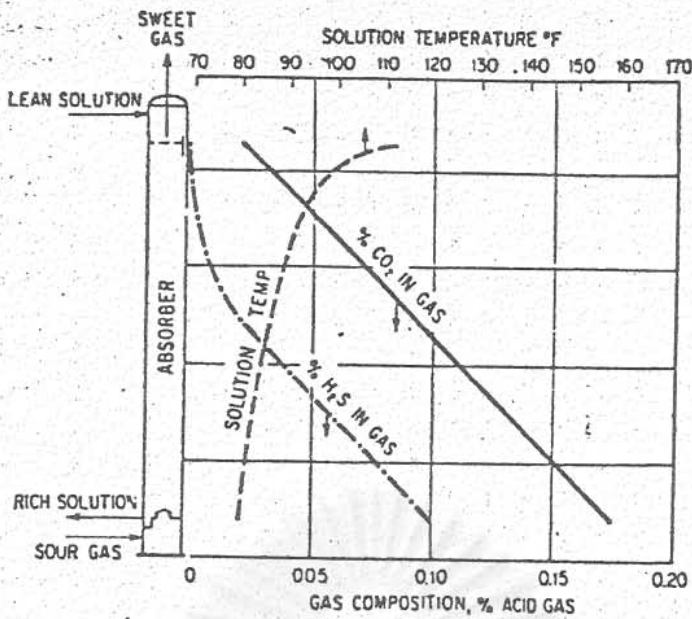


Figure A-3-4 Temperature and composition profile of gas-treating plant absorber handling a gas stream containing a low concentration of acid gas. Data from Plant E of Table 2-8.

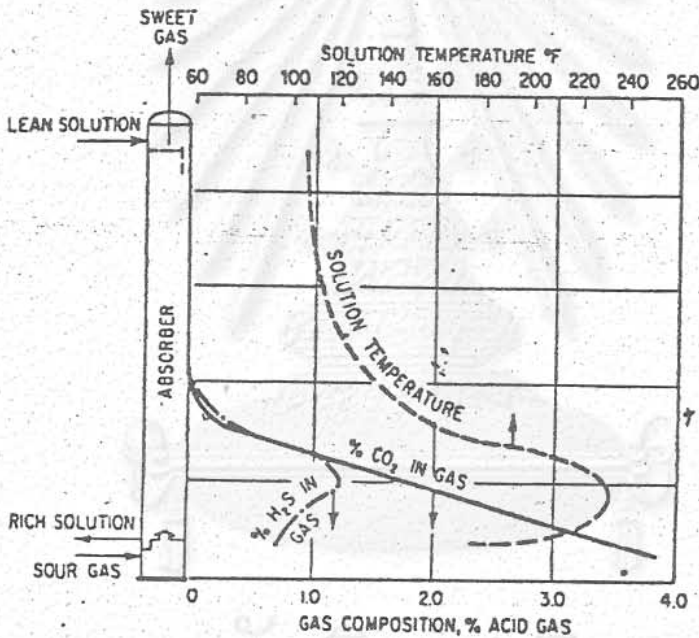


Figure A-3-5 Temperature and composition profile for treating plant absorber handling a gas stream containing a high concentration of acid gas. Data from Plant A of Table 2-8.

Table A-3-1 Values of F' for Different Packings

Packing	F'	Basic for calculation of F'
5- to 6-mm glass rings	7.1×10^{-3}	Shneerson and Leibush (52) data, 1-in. column, atmospheric pressure
3/8-in. ceramic rings	3.0×10^{-3}	Unpublished data for 4-in. column, atmospheric pressure (19)
3/4- by 2-in. polyethylene Tellerettes	3.0×10^{-3}	Teller and Ford (51) data, 8-in. column, atmospheric pressure
1-in. steel rings	2.1×10^{-3}	
1-in. ceramic saddles	2.1×10^{-3}	
1 1/2- and 2-in. ceramic rings	$0.4-0.6 \times 10^{-3}$	Gregory and Scharmann (47) and unpublished data for two commercial plants (19), pressures 30 to 300 psig

$$\begin{aligned} \text{Choosing diameter} &= 8 \text{ inches} \\ \text{From } G' &= 0.0303 \text{ lb/s} \\ \text{Obtain } G &= 0.0869 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Which is equal to 64.86% of 0.134 lb/s as calculated. The eight inches diameter is satisfy.

Height of the column.

$$\begin{aligned} h &= \frac{G_m}{K_G a P} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_e} \\ &= H_{OG} \cdot N_{OG} \\ K_G a &= F' \left(\frac{L}{\mu} \right)^{2/3} (1 + 5.7(C_e - C)_{Me}^{0.0067T - 3.4p}) \quad (20) \end{aligned}$$

$$F' = 2.5 \times 10^{-3} \text{ Table A-3-(20)}$$

$$L = 4583.66 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$G_m = 12.658 \text{ lbmole/hr.ft}^2$$

$$T = 140^\circ\text{F}$$

$$M = 3$$

$$C_1 = 0.14 \text{ mole CO}_2/\text{mole MEA}$$

$$C_{e1} = 0.41 \text{ "}$$

$$C_2 = 0.45 \text{ "}$$

$$C_{e2} = 0.56 \text{ "}$$

$$(C_e - C) \text{ ln.mean average} = 0.178$$

$$p \text{ ln mean average} = 0.11$$

$$K_G a = 4.835$$

$$H_{OG} = \frac{12.685}{4.835 \times 1} = 2.6236 \text{ ft.}$$

$$N_{OG} = 2.925 \text{ ft (From graphical integration) (Fig.A-3-)}$$

$$h = 2.6236 \times 2.925 = 7.6735 \text{ ft}$$

$$= 2.34 \text{ m.}$$

$$\text{Choosing safety factor } 1.5 \therefore h = 3.5 \text{ m.}$$

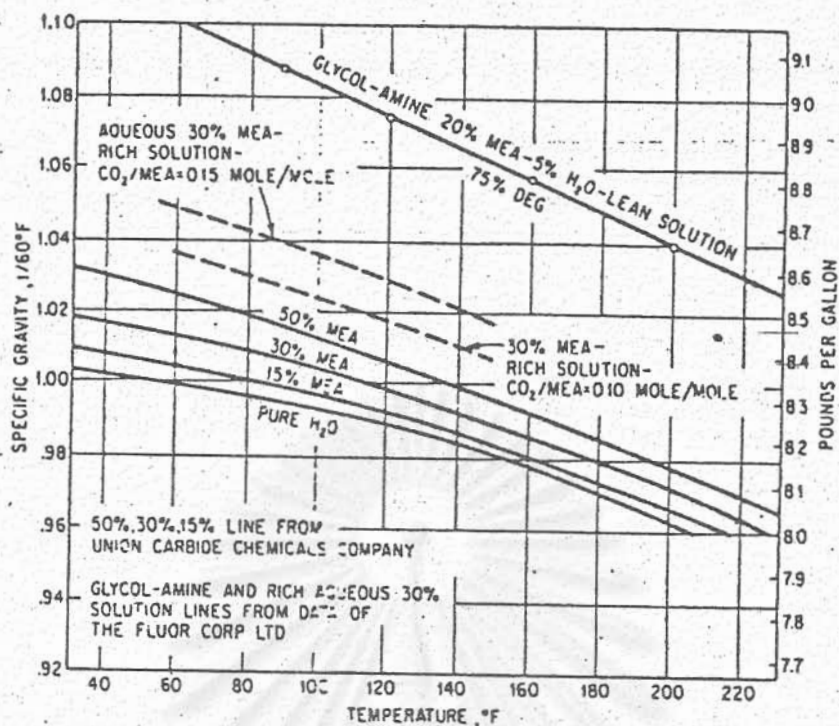


Fig A-3-6 Specific gravity of monoethanolamine solutions.

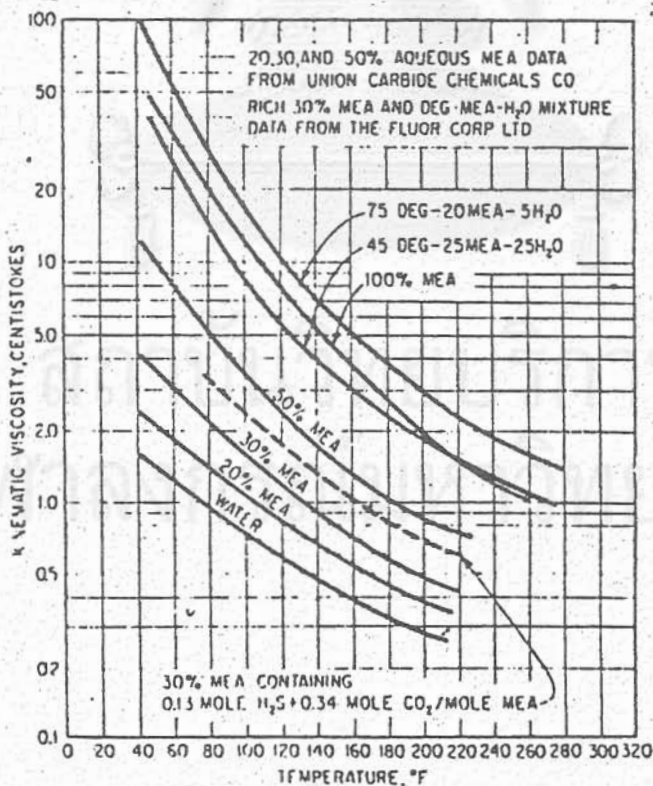


Fig. A-3-7 Viscosity of monoethanolamine solutions.

Table A-3-2 Values of the Packing Factor, F, for Packed Column Flooding Correlation*

Type packing	Material	Nominal packing size (in.)										
		1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3	3 1/4
Super Intalox	Ceramic	—	—	—	—	—	60	—	—	30	—	—
Intalox saddles	Ceramic	725	330	200	—	145	98	—	52	40	22	—
Intalox saddles	Plastic	—	—	—	—	—	33	—	—	21	16	—
Raschig rings (wall thickness, in.)	Ceramic	1,600 (1/16)	1,000 (1/8)	580 (3/16)	380 (1/4)	255 (5/16)	155 (3/8)	125 (1/2)	93 (3/4)	65 (1)	37 (1 1/4)	—
Bert saddles	Ceramic	—	—	240	—	170	110	—	65	45	—	—
Pall rings	Plastic	—	—	—	97	—	52	—	32	25	—	16
Pall rings	Metal	—	—	—	70	—	48	—	28	20	—	—
Raschig rings, 1/8-in. wall	Metal	700	390	300	170	155	115	—	—	—	—	—
Raschig rings, 1/4-in. wall	Metal	—	—	410	290	220	137	110	83	57	32	—
Tellerettes	Plastic	—	—	—	—	—	—	—	—	45	—	—
Maspac	Plastic	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

No nominal size

No nominal size

30(FN-200)

20(FN-90)

*Data of Eckert (37). Values given are for wet and dump packed packings in 16- and 30-in. ID towers. Some values are extrapolated.

Table A-3-3 Physical Properties of Ethanolamines

Property	MEA*	DEA*	TEA*	MDEA*	DIPA*	² DGA**
Mol. weight	61.09	105.14	149.19	119.17	133.19	105.14
Specific gravity, 20/20°C	1.0179	1.0919	1.1258	1.0418	0.9890	1.0550
Boiling point, °C						
760 mm Hg	171	decomp.	360	247.2	248.7	221
50 mm Hg	100	187	244	164	167	—
10 mm Hg	69	150	208	128	133	—
Vapor pressure, mm Hg at 20°C	0.36	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Freezing point, °C	10.5	28.0	21.2	-21.0	42	-9.5
Solubility in water, % by weight at 20°C	Complete	96.4	Complete	Complete	87	Complete
Absolute viscosity, cps at 20°C	24.1	380(30°C)	1,013	101	198(45°C)	26(24°C)
Heat of vaporization, Btu/lb at 1 atm	355	288(23 mm) (168.5°C)	230	223	184.5	219.1
Approximate cost, \$/lb	0.14	0.13	0.17	1.00	0.26	0.28

*Data of Union Carbide Chemicals Company

**Data of Jefferson Chemical Company, Inc.

C	=	concentration of CO_2 in solution, moles/moles MEA
C_e	=	equilibrium concentration of CO_2 in solution, moles/moles MEA
F'	=	Packing Factor - Table A-3-1
F	=	Packing Factor - Table A-3-2
G	=	Gas rate, lb/s or lb/s.sq.ft. or lb/hr.sq.ft.
g_c	=	Gravitational constant = 32.2
G_M	=	superficial molar mass velocity of gas stream, lbmoles/hr.sq.ft.
H_{OG}	=	Height of transfer unit, ft.
h	=	height of packed zone, ft.
K_{Ga}	=	overall gas film coefficient, lbmoles.hr.cuft.atm.
L	=	liquid rate, lb/sec or lb/sec,sl.ft or lb/hr.sq.ft.
L_m	=	superficial molar mass velocity of liquid stream, lbmoles/hr.sq.ft.
M	=	amine concentration of solution (molarity)
N_{OG}	=	number of overall transfer units
p	=	partial pressure, atm.
T	=	Temperature, $^{\circ}F$
y_1	=	mole fraction solute in gas fed to bottom of column
y_2	=	mole fraction solute in gas leaving top of column
ρ_L	=	liquid density, lb/cu.ft.
ρ_G	=	gas density, lb/cu.ft.
μ	=	viscosity of liquid, cp.
ψ	=	Ratio, density of water/density of liquid

y	.02	.03	.04	.05	.08	.1	.12	.14	.16	.2	.3	.3
y_e	0	0	0	0	0	0	0	0	.002	.005	.0325	.0
$\frac{1}{y-y_e}$	50	33.33	25	20	12.5	10	8.33	7.14	6.33	5.13	3.74	3

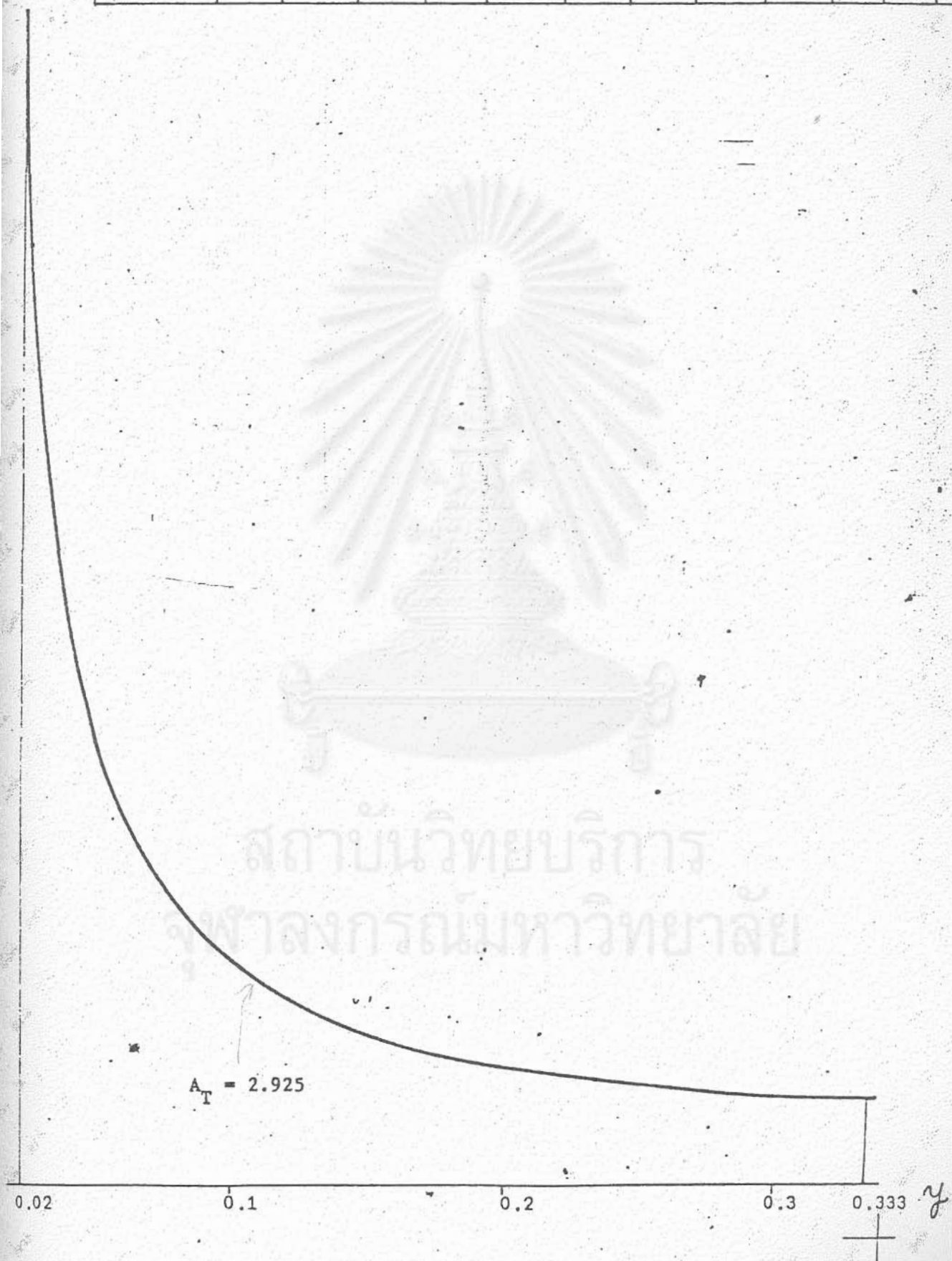


Fig. A-3-8

ภาคผนวก A-4

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

THEORY

In order to analyze or design a distillation column it is necessary to make use of the following methods. First for design purposes McCabe-Thiele, Ponchon-Savarit, and/ or Fenske methods may be used. Secondly to analyze an already existing column's performance the Overall Column or the Murphree Efficiency should be used.

The McCabe-Thiele method makes use of an X-Y diagram. An X-Y diagram is a plot of the vapor-liquid equilibrium (see Fig #4)^{2,3}. In order to make use of this diagram it is necessary to create "operating lines." These lines are graphical material balances. Therefore once these operating lines are developed it is possible to graphically determine compositions at any point in the column.

The operating lines are defined by overall and component material balances around a section of the column.

Total Material Balance:

$$L_0 + V_{n+1} = L_n + V_1 \quad (1)$$

Component Balance:

$$L_0 x_0 + V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + V_1 y_1 \quad (2)$$

Then solving Eq. 2 for y_{n+1} ,

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{V_1 y_1 - L_0 x_0}{V_{n+1}} \quad (3)$$

Since L and V are constant in the Rectifying and Stripping sections the subscripts on L and V in Eq. 3 can be eliminated. Therefore

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{Vy_1 - Lx_0}{V} \quad (4)$$

This is the equation of a straight line. The slope is L/V and the intercept is $(Vy_1 - Lx_0)/V$.

In order to make using this equation more practical the slope of the line can be related to the reflux ratio which is more commonly known. The reflux ratio (R) is defined as the ratio of condensate returning to the column to the rate of distillate.

$$R = L/D \quad (5)$$

By making use of a material balance around the condenser the reflux ratio can be introduced into the expression for the slope (see Fig. #5).

Material Balance around Condenser:

$$V = L + D \quad (6)$$

Substituting L and D in for V the slope now becomes

$$L / (L + D) \quad (7)$$

Dividing by D,

$$\frac{L/D}{L/D + 1} \quad (8)$$

Therefore the slope equals

$$\frac{R}{R+1} \quad (9)$$

By making use of a similar process in the stripping section the slope of the operating line can be found by using the boil-up ratio (\bar{R}). The boilup ratio is defined as the flow rate of vapor going back up the column to the bottoms flow rate. The slope of the line will now be \bar{L}/\bar{V} .

Boil-up Ratio:

$$\bar{R} = \frac{\bar{V}}{B} \quad (10)$$

Then from the material balance around the reboiler

$$\bar{L} = B + \bar{V} \quad (11)$$

The slope is equal to

$$\frac{B + \bar{V}}{B} \quad (12)$$

Next by dividing by B the slope becomes

$$\frac{1 + \frac{\bar{V}}{B}}{\frac{\bar{V}}{B}} = \frac{1 + \bar{R}}{\bar{R}} \quad (13)$$

Once the slopes are obtained and the product compositions are known the operating lines can be plotted (see Fig. #6). At the point where these two lines intersect defines an end point of a line which extends to the liquid composition of the feed plotted on the diagonal. This line is known as the "i" or "q" line.

In order to determine the i-line from other than the intersection point and feed it is necessary to perform material balances at the point of intersection.

At the point of intersection all compositions are equal. The material balances in the two sections become

$$V y_{int} = L x_{int} + D x_D + V_C y_C \quad (14)$$

$$\bar{V} y_{int} = \bar{L} x_{int} - B x_B + V_{SH} y_{SH} \quad (15)$$

Subtracting Eq. 14 from Eq. 15 gives

$$(\bar{V} - V) y_{int} = (\bar{L} - L) x_{int} - B x_B - D x_D + V_{SH} y_{SH} - V_C y_C \quad (16)$$

Since for distillation $V_{SH} = 0$ and $V_C = 0$, simplifying Eq. 16, and combining with

$$F = B + D \quad (17)$$



The equation becomes

$$(\bar{L}-L) x_{int} - F z_f = (\bar{V}-V) y_i \quad (18)$$

From net flow

$$\bar{V} = \bar{L} - \bar{\Delta} = \bar{L} - B \quad (19)$$

$$V = L - \Delta = L + D \quad (20)$$

Substituting Eq. 19 and Eq. 20 into Eq. 18

$$\frac{\bar{L}-L}{F} x_{int} - z_f = \left[\frac{\bar{L}-L}{F} - 1 \right] y_i \quad (21)$$

Setting i equal to $(\bar{L}-L)/F$, rearranging the equation becomes

$$y_i = \frac{i}{i-1} x_{int} - \frac{1}{i-1} z_f \quad (22)$$

This is also the equation of a straight line. The slope of which is $i/(i-1)$. This now means if the value of i can be obtained the i -line can be drawn.

A more practical definition is the ratio of the heat required to convert one mole of feed to a saturated vapor to the latent heat of vaporization of one mole of feed. In the case of vapor-liquid feed i is equal to the fraction of liquid in the feed. i can range from negative to

positive values.

Once the operating and i lines have been determined the number of theoretical stages can be obtained by stepping off from the operating line to the equilibrium curve. This is shown in Fig. #7.

A purely theoretical phenomena in distillation is infinite reflux. This means that all the vapor going up the column is condensed and sent back down into the column. Its significance is that it gives the absolute minimum number of stages required to achieve a certain separation.

It can be seen by use of the McCabe-Thiele diagram that the number of stages is greatly reduced in the case of infinite reflux. The method is the same except that the operating lines are now on the diagonal. This is due to the fact that the slope (L/V) is equal to one since all the vapor returns as a liquid. (see Fig. #8).

The second method for calculating theoretical plates is the Ponchon-Savarit. This method makes use of an enthalpy-concentration diagram (see Fig. #9). In this case a net flow of enthalpy must be defined.

$$\Delta h_{\Delta} = L_0 h_0 - V_1 H_1 \quad (23)$$

This equation is for the rectifying section and a similar equation can be written for the stripping section.

Δ is the net flow of mass in this case $-D$. h_{Δ} is the net flow of energy per unit of total mass flow. Next an energy balance around the condenser gives

$$V_1 H_1 = L_0 h_0 + D h_D + (-q_c) \quad (24)$$

Defining Q_c as q_c/D yields

$$V_1 H_1 = L_0 h_0 + D(h_D - Q_c) \quad (25)$$

Combining Eq. 25 with Eq. 23 and solving for h_{Δ} gives

$$h_{\Delta} = \frac{-D(h_D - Q_c)}{\Delta} = h_D - Q_c \quad (26)$$

The x-coordinate of the delta point can be obtained from the following material balance

$$\begin{aligned} \Delta X_{\Delta} &= L_0 X_0 - V_1 y_1 = -D X_D \\ \therefore X_{\Delta} &= X_0 \end{aligned} \quad (27)$$

A similar method will show that for the stripping section

$$h_{\bar{\Delta}} = h_B - Q_{SB}$$

$$X_{\bar{\Delta}} = X_B$$

Once again it would be easier if the delta points could be obtained from the reflux ratio. By performing a simultaneous heat and material balance this can be achieved.

$$L_0 + D = V_1 \quad (28)$$

$$L_0 h_0 + D(h_D - Q_{CD}) = V_1 H_1 \quad (29)$$

Rearranging and solving for L/D

$$\frac{L}{D} = R = \frac{h_D - H_1}{H_1 - h_0} \quad (30)$$

This now means by knowing the enthalpy of the vapor (H_1), the enthalpy of the liquid (h_0), and the reflux ratio the value of h_D may be obtained. This method may also be used with the boil-up ratio. Another point about the delta points is that the feed point and the two delta points must lie on the same line. This means having any two defines the third (see Fig #10).

Once these points have been determined a similar to McCabe-Thiele stepping process is used. This process is demonstrated in Fig # 11. This process makes use of tie lines. These tie lines represent vapor compositions in equilibrium with the liquid compositions.

Ponchon-Savarit method may also be used for infinite reflux. But as can be seen from Eq. 30 if the reflux

ratio is infinite than h_{Δ} is infinite. This means the lines up to the delta point are vertical. Since all vertical parallel lines meet at infinity. (see Fig.#12).

Another phenomena that takes place in distillation is a pinch. A pinch is defined as a zone of constant composition. This means that a number of consecutive trays contain the same composition (see Fig. # 13). This problem can be solved by changing the reflux ratio. This would change the slope of the operating line and open up the diagram.

The third method of determining the number of theoretical plates is the Fenske equation. This is a much simpler method so long as the equilibrium data is available for the system.

$$N_m + 1 = \frac{\log \left[\frac{x_D}{1-x_D} \cdot \frac{1-x_B}{x_B} \right]}{\log \alpha_{avg}} \quad (31)$$

α is the relative volatility of the component. α_{avg} is a geometric not arithmetic mean.

Now that methods of determining theoretical plates have been discussed the evaluation of column efficiency must be looked at. One method of looking at efficiency is the overall column efficiency. This is defined as the ratio of the number of theoretical plates to the actual number of plates. This gives you an overall efficiency.

A more detailed look at the efficiency of a column is the Murphree Plate Efficiency.

This is the analysis of each individual stage. The equations are

$$E_v = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (32)$$

$$E_L = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_n^*} \quad (33)$$

y_n^* , X_n^* are the theoretical compositions.

By making use of either theoretical and actual vapor or liquid concentrations the stage efficiency may be determined.

This efficiency may also be used in determining a pseudo-equilibrium curve. By using an average stage efficiency problems due to very poor stage efficiencies can be resolved. For example crossing tie lines may be corrected.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

McCabe - Thiele =:

X-Y Diagram

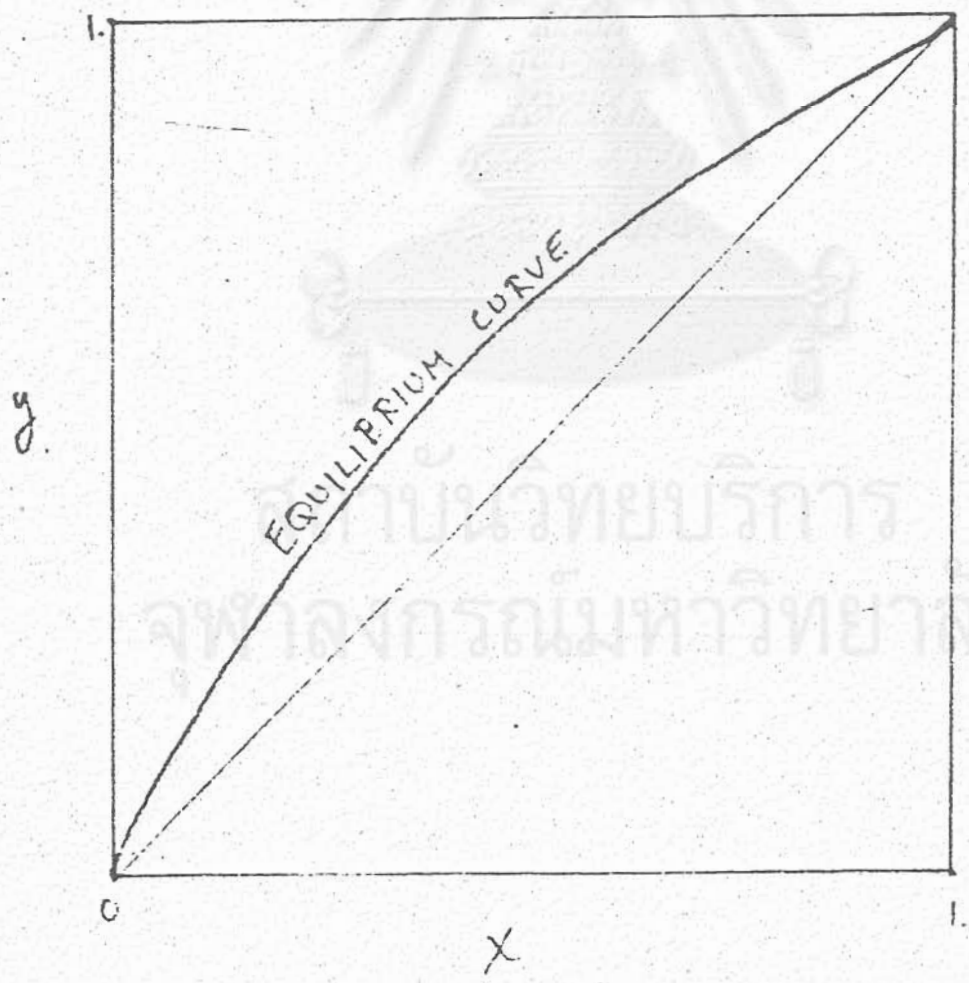
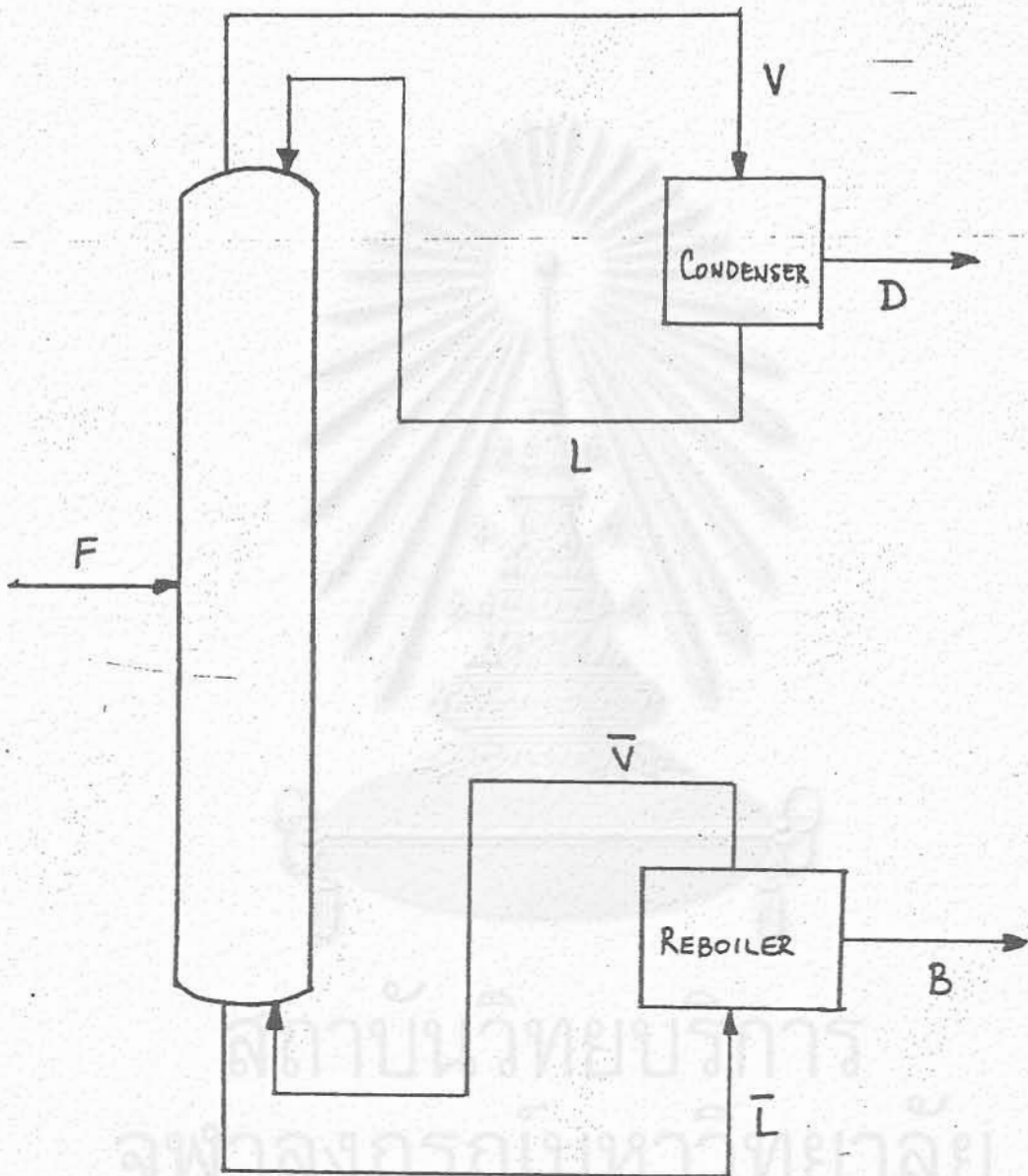


Fig. #4

MATERIAL BALANCES



$$\text{Overall : } F = D + B$$

$$\text{Condenser : } V = D + L$$

$$\text{Reboiler : } \bar{L} = B + \bar{V}$$

FIG. # 5

X-Y Diagram

with

Operating Lines

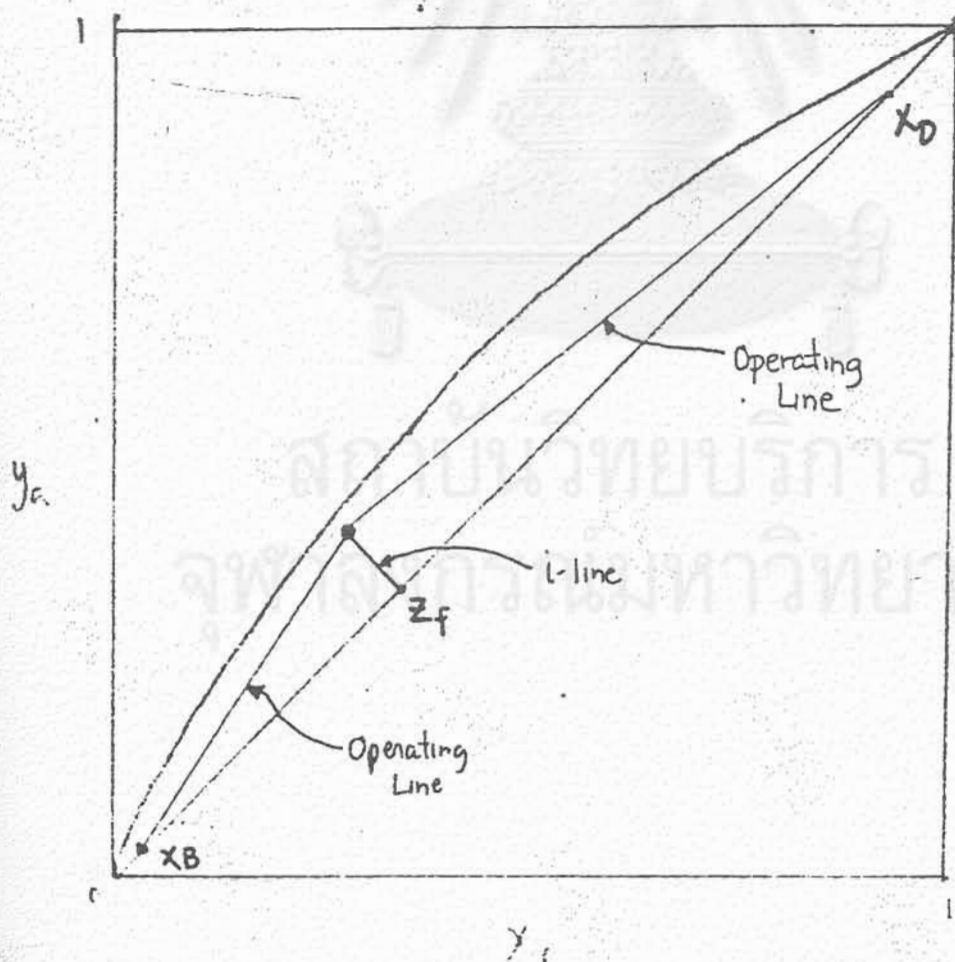


FIG. #6

Number of
Theoretical Stages =

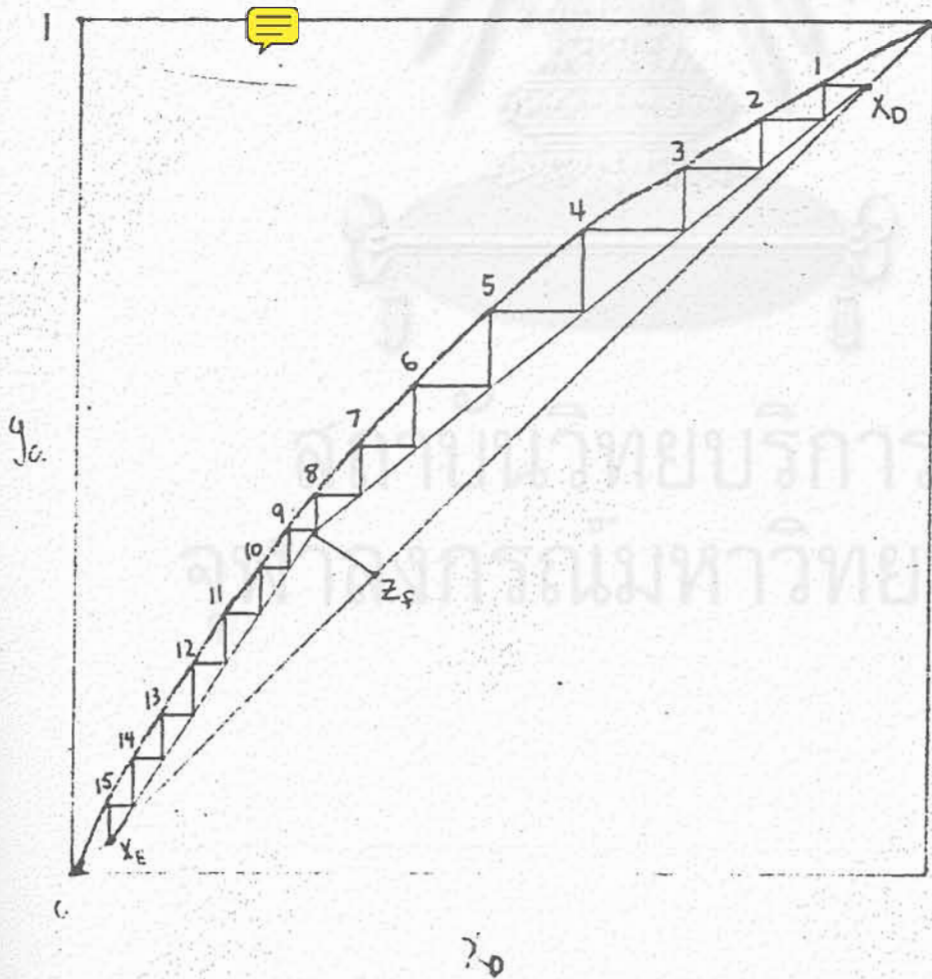


FIG. # 7

Theoretical Stages

Infinite Reflux =

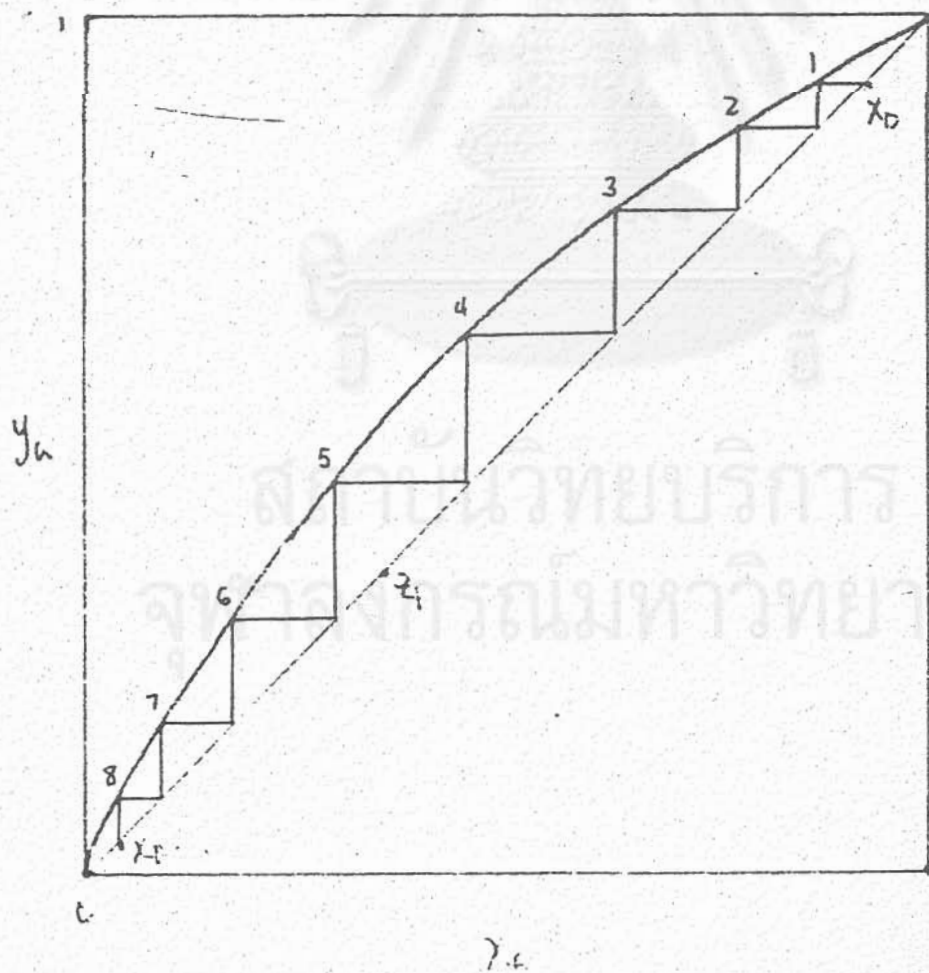


FIG. #8

Ponchon-Savarit Method

Enthalpy - Concentration
Diagram:

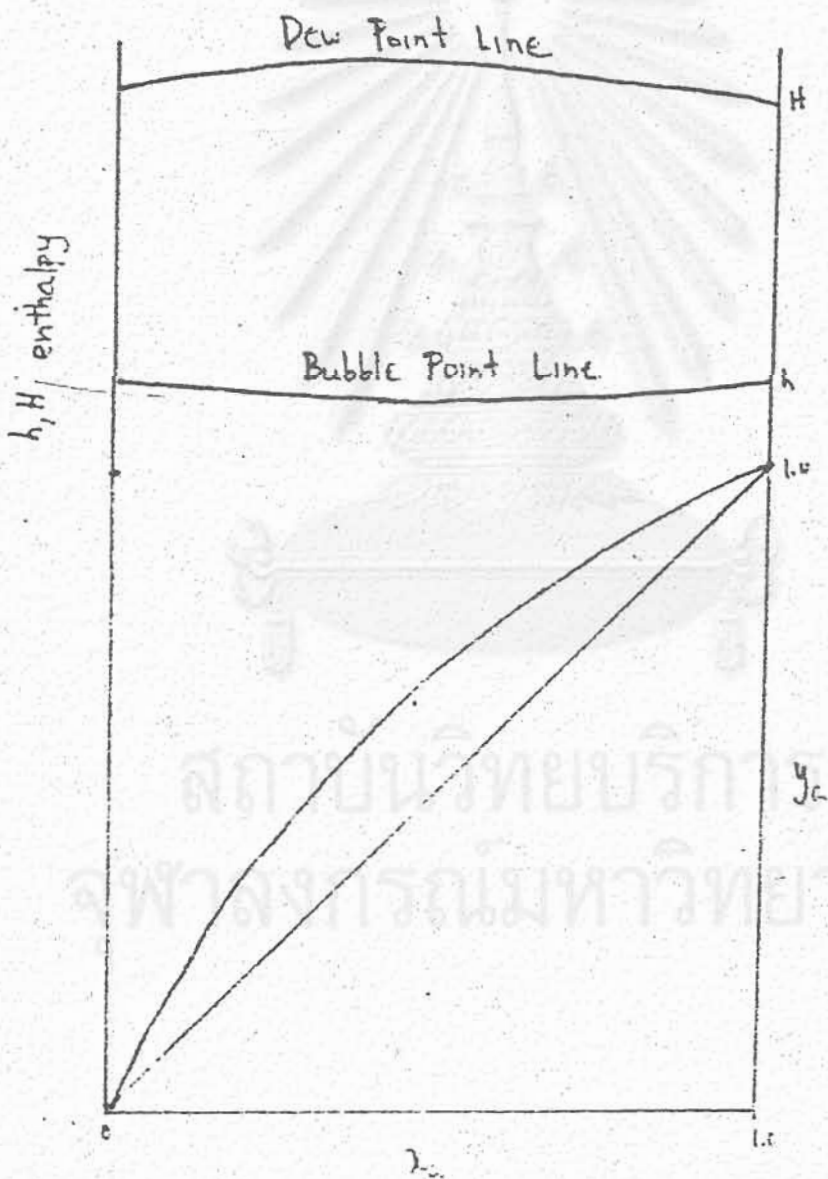


FIG. #9

DELTA POINTS

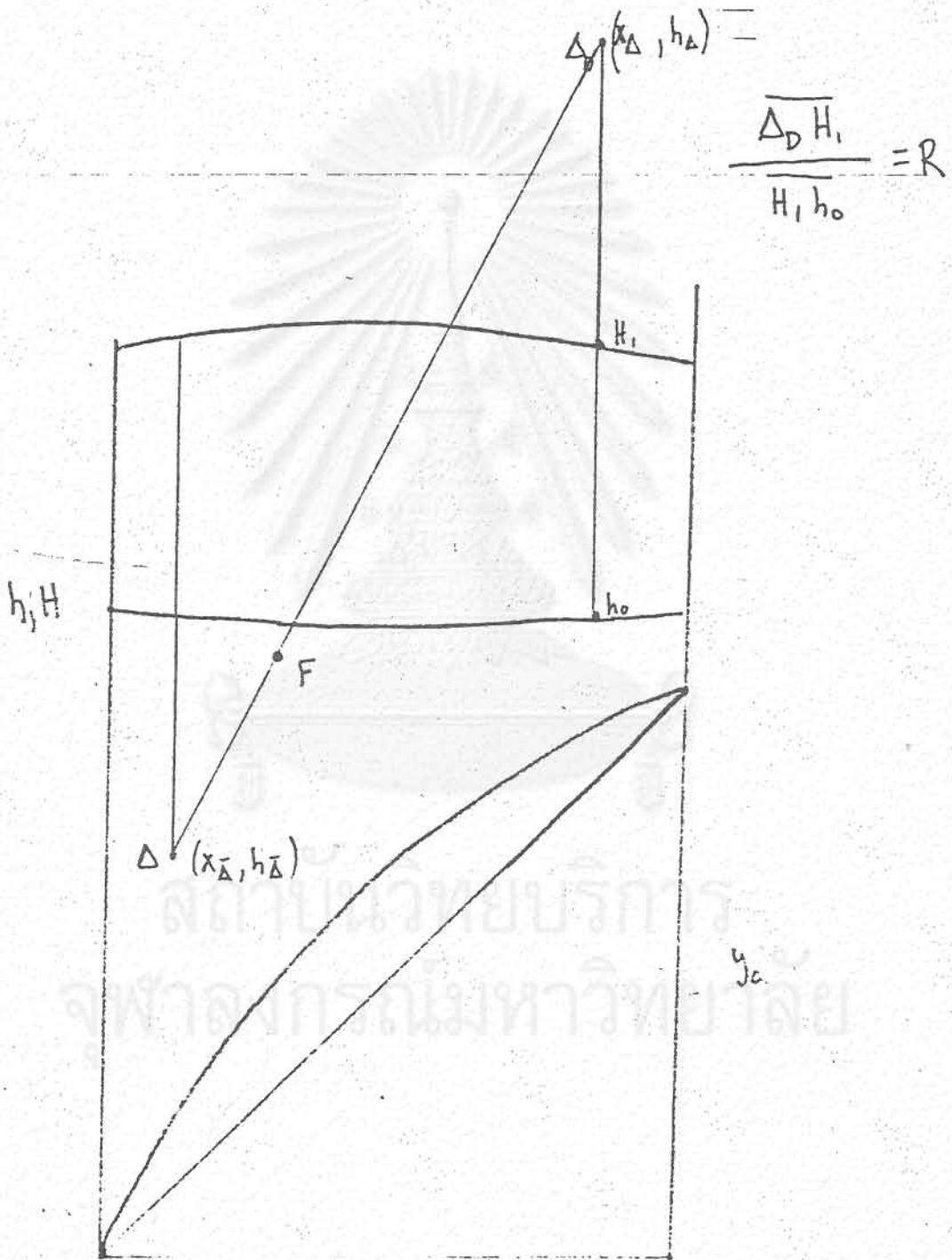


FIG. # 10

Solution with Infinite Reflux

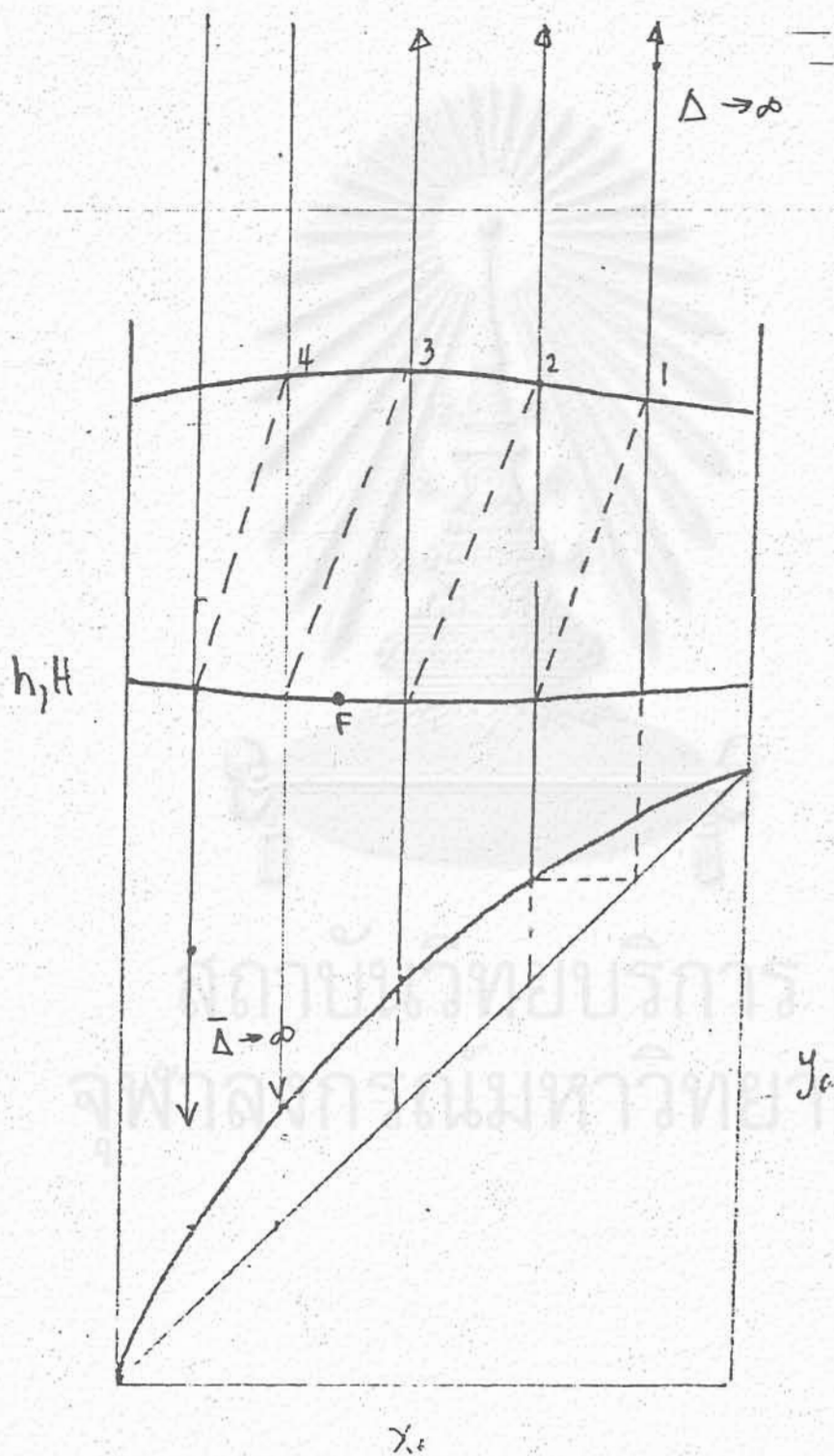
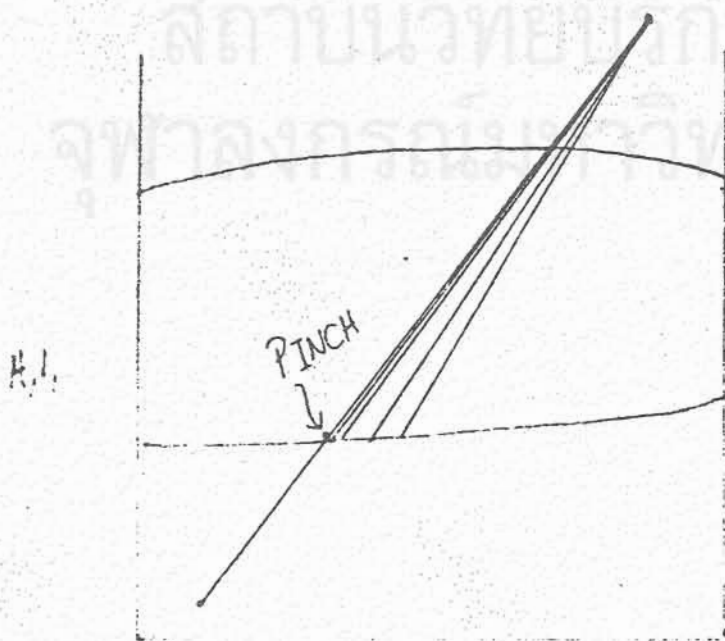
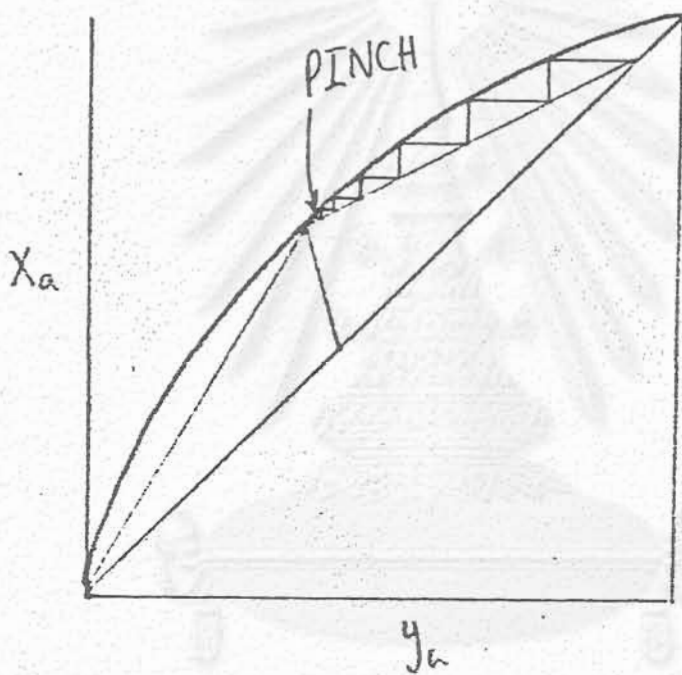


FIG. # 12

Definition of a "pinch":

This is an area of constant composition.



Design calculation of stripper

Find column diameter

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0.497$$

$$L = 1600 \text{ lb/hr}$$

$$V = 113.252 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_V = 0.0743 \text{ lb/cu.ft}$$

$$\rho_L = 60 \text{ lb/cu.ft}$$

$$b = 73$$

$$Q_V = 0.42348 \text{ cu.ft./s}$$

From Fig. A-4-1

$$P_c = 0.105 \text{ for 9 inches tray spacing}$$

$$U_{VN} = \left(\frac{b}{20} \right)^{0.2} P_c \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (30)$$

$$= 3.863$$

For 70% flooding

$$A_N = \frac{Q_V}{U_{VN}(0.7)} = 0.1566$$

For 10% area of dononcomer each side

$$A_T = \frac{A_N}{0.8} = 0.1957$$

$$D = \sqrt{\frac{A_T \times 4}{\pi}} = 0.499 \text{ ft} = 5.99 \text{ inches}$$

Select a diameter of 6 inches.

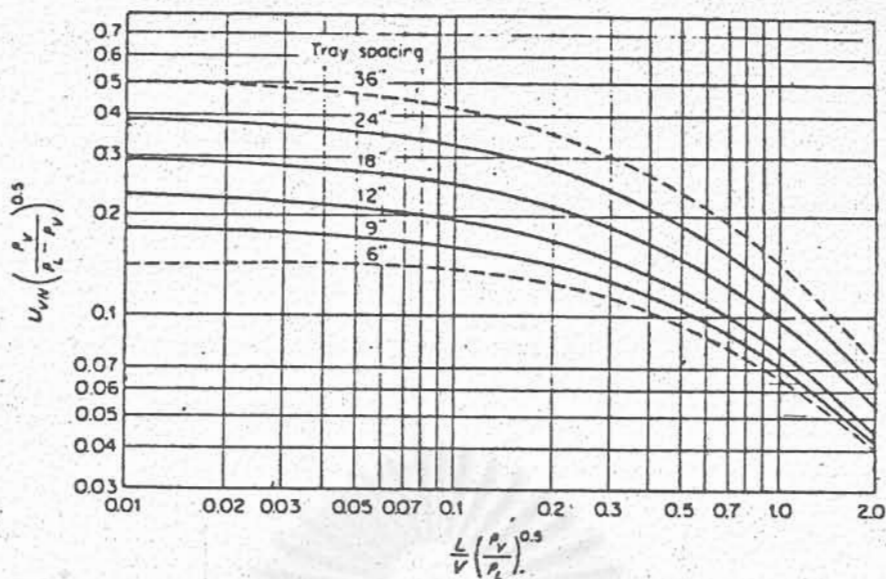


FIGURE A-4-1 Flooding limits for bubble-cap and perforated plates.
 [From Fair, Petro. Chem. Eng. (September, 1961), p. 45; Fair and Matthews,
 Petrol. Refiner (April, 1958), p. 153.]

TABLE A-4-1

H/D from 0.1 to 0.2

H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T
0.1000	0.6000	0.0520	0.1200	0.6499	0.0680	0.1400	0.6940	0.0851	0.1600	0.7332	0.1033	0.1800	0.7684	0.12
0.1005	0.6013	0.0524	0.1205	0.6511	0.0684	0.1405	0.6950	0.0855	0.1605	0.7341	0.1037	0.1805	0.7692	0.12
0.1010	0.6027	0.0528	0.1210	0.6523	0.0688	0.1410	0.6960	0.0860	0.1610	0.7351	0.1042	0.1810	0.7700	0.12
0.1015	0.6040	0.0532	0.1215	0.6534	0.0692	0.1415	0.6971	0.0864	0.1615	0.7360	0.1047	0.1815	0.7709	0.12
0.1020	0.6053	0.0536	0.1220	0.6546	0.0696	0.1420	0.6981	0.0869	0.1620	0.7369	0.1051	0.1820	0.7717	0.12
0.1025	0.6066	0.0540	0.1225	0.6557	0.0701	0.1425	0.6991	0.0873	0.1625	0.7378	0.1056	0.1825	0.7725	0.12
0.1030	0.6079	0.0544	0.1230	0.6569	0.0705	0.1430	0.7001	0.0878	0.1630	0.7387	0.1061	0.1830	0.7733	0.12
0.1035	0.6092	0.0547	0.1235	0.6580	0.0709	0.1435	0.7012	0.0882	0.1635	0.7396	0.1066	0.1835	0.7742	0.12
0.1040	0.6105	0.0551	0.1240	0.6592	0.0713	0.1440	0.7022	0.0886	0.1640	0.7406	0.1070	0.1840	0.7750	0.12
0.1045	0.6118	0.0555	0.1245	0.6603	0.0717	0.1445	0.7032	0.0891	0.1645	0.7415	0.1075	0.1845	0.7758	0.12
0.1050	0.6131	0.0559	0.1250	0.6614	0.0721	0.1450	0.7042	0.0895	0.1650	0.7424	0.1080	0.1850	0.7766	0.12
0.1055	0.6144	0.0563	0.1255	0.6626	0.0726	0.1455	0.7052	0.0900	0.1655	0.7433	0.1084	0.1855	0.7774	0.12
0.1060	0.6157	0.0567	0.1260	0.6637	0.0730	0.1460	0.7062	0.0904	0.1660	0.7442	0.1089	0.1860	0.7782	0.12
0.1065	0.6170	0.0571	0.1265	0.6648	0.0734	0.1465	0.7072	0.0909	0.1665	0.7451	0.1094	0.1865	0.7790	0.12
0.1070	0.6182	0.0575	0.1270	0.6659	0.0738	0.1470	0.7082	0.0913	0.1670	0.7460	0.1099	0.1870	0.7798	0.12
0.1075	0.6195	0.0579	0.1275	0.6671	0.0743	0.1475	0.7092	0.0918	0.1675	0.7468	0.1103	0.1875	0.7806	0.12
0.1080	0.6208	0.0583	0.1280	0.6682	0.0747	0.1480	0.7102	0.0922	0.1680	0.7477	0.1108	0.1880	0.7814	0.12
0.1085	0.6220	0.0587	0.1285	0.6693	0.0751	0.1485	0.7112	0.0927	0.1685	0.7486	0.1113	0.1885	0.7822	0.12
0.1090	0.6233	0.0591	0.1290	0.6704	0.0755	0.1490	0.7122	0.0932	0.1690	0.7495	0.1118	0.1890	0.7830	0.12
0.1095	0.6245	0.0595	0.1295	0.6715	0.0760	0.1495	0.7132	0.0936	0.1695	0.7504	0.1122	0.1895	0.7838	0.12
0.1100	0.6258	0.0598	0.1300	0.6726	0.0764	0.1500	0.7141	0.0941	0.1700	0.7513	0.1127	0.1900	0.7846	0.12
0.1105	0.6270	0.0602	0.1305	0.6737	0.0768	0.1505	0.7151	0.0945	0.1705	0.7521	0.1132	0.1905	0.7854	0.12
0.1110	0.6283	0.0606	0.1310	0.6748	0.0773	0.1510	0.7161	0.0950	0.1710	0.7530	0.1137	0.1910	0.7862	0.12
0.1115	0.6295	0.0610	0.1315	0.6759	0.0777	0.1515	0.7171	0.0954	0.1715	0.7539	0.1142	0.1915	0.7870	0.12
0.1120	0.6307	0.0614	0.1320	0.6770	0.0781	0.1520	0.7180	0.0959	0.1720	0.7548	0.1146	0.1920	0.7877	0.12
0.1125	0.6320	0.0619	0.1325	0.6781	0.0785	0.1525	0.7190	0.0963	0.1725	0.7556	0.1151	0.1925	0.7885	0.12
0.1130	0.6332	0.0623	0.1330	0.6791	0.0790	0.1530	0.7200	0.0968	0.1730	0.7565	0.1156	0.1930	0.7893	0.12
0.1135	0.6344	0.0627	0.1335	0.6802	0.0794	0.1535	0.7209	0.0973	0.1735	0.7574	0.1161	0.1935	0.7901	0.12
0.1140	0.6356	0.0631	0.1340	0.6813	0.0798	0.1540	0.7219	0.0977	0.1740	0.7582	0.1166	0.1940	0.7909	0.12
0.1145	0.6368	0.0635	0.1345	0.6824	0.0803	0.1545	0.7229	0.0982	0.1745	0.7591	0.1171	0.1945	0.7916	0.12
0.1150	0.6380	0.0639	0.1350	0.6834	0.0807	0.1550	0.7238	0.0986	0.1750	0.7599	0.1175	0.1950	0.7924	0.12
0.1155	0.6392	0.0643	0.1355	0.6845	0.0811	0.1555	0.7248	0.0991	0.1755	0.7608	0.1180	0.1955	0.7932	0.12
0.1160	0.6404	0.0647	0.1360	0.6856	0.0816	0.1560	0.7257	0.0996	0.1760	0.7616	0.1185	0.1960	0.7939	0.12
0.1165	0.6416	0.0651	0.1365	0.6866	0.0820	0.1565	0.7267	0.1000	0.1765	0.7625	0.1190	0.1965	0.7947	0.12
0.1170	0.6428	0.0655	0.1370	0.6877	0.0825	0.1570	0.7276	0.1005	0.1770	0.7633	0.1195	0.1970	0.7955	0.12
0.1175	0.6440	0.0659	0.1375	0.6887	0.0829	0.1575	0.7285	0.1009	0.1775	0.7642	0.1200	0.1975	0.7962	0.12
0.1180	0.6452	0.0663	0.1380	0.6898	0.0833	0.1580	0.7295	0.1014	0.1780	0.7650	0.1204	0.1980	0.7970	0.12
0.1185	0.6464	0.0667	0.1385	0.6908	0.0838	0.1585	0.7304	0.1019	0.1785	0.7659	0.1209	0.1985	0.7977	0.12
0.1190	0.6476	0.0671	0.1390	0.6919	0.0842	0.1590	0.7314	0.1023	0.1790	0.7667	0.1214	0.1990	0.7985	0.12
0.1195	0.6488	0.0676	0.1395	0.6929	0.0847	0.1595	0.7323	0.1028	0.1795	0.7675	0.1219	0.1995	0.7992	0.12

Plate calculation

Select plate thickness of $\frac{1}{8}$ inch.

Using equilateral triangular pitch with pitch-to-diameter ratio of 3.8 as recommended by Kister (28)

$$P = 3.8 (0.125) = 0.475 \text{ in. Select } 0.5 \text{ in for simplicity}$$

For 10% downcomer area

$$\frac{A_d}{A_t} = 0.1$$

At

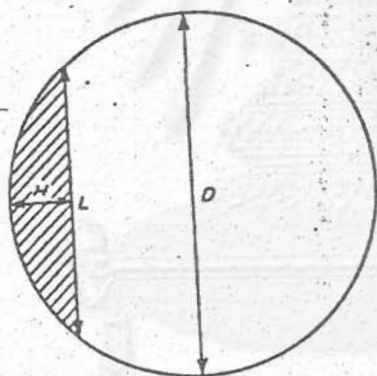
From Table A-4-1. at $\frac{A_d}{A_t} = 0.1$

At

$$L/D = 0.7267$$

$$L_w = (0.7267)(6) = 4.36 \text{ in} = 0.36335 \text{ ft.}$$

Select $h_w = 0.75 \text{ in}$



D = tower diameter
 H = chord height
 L = chord length
 A_c = chord area
 A = tower area

Fig. A-4-2

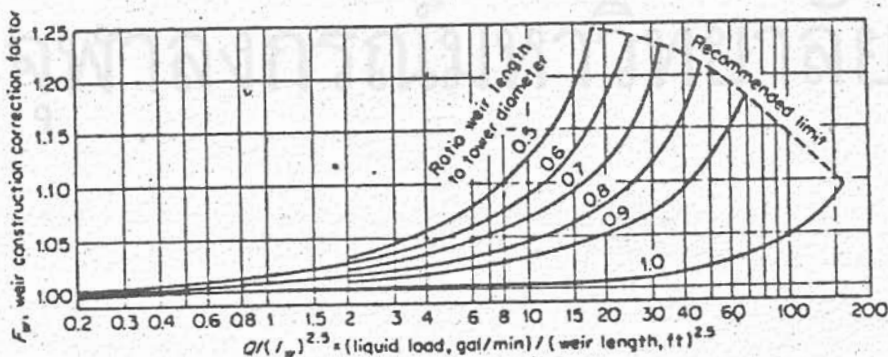


FIGURE A-4-3 Correlation of F_w , weir formula correction factor, for constricting tower wall. [From Bolles, *Petrol. Refiner*, 25:613 (1946).]

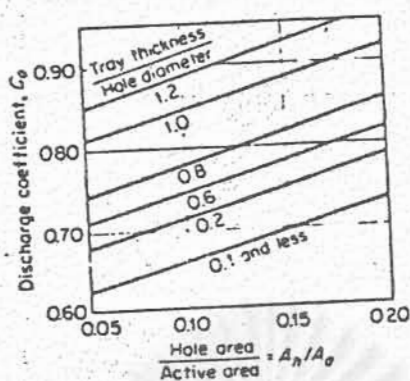


FIGURE A-4-4 Discharge coefficients for vapor flow, sieve trays. [From Liebson et al., *Petrol. Refiner*, 36(2):127 (1957); 36(3):288 (1957).]

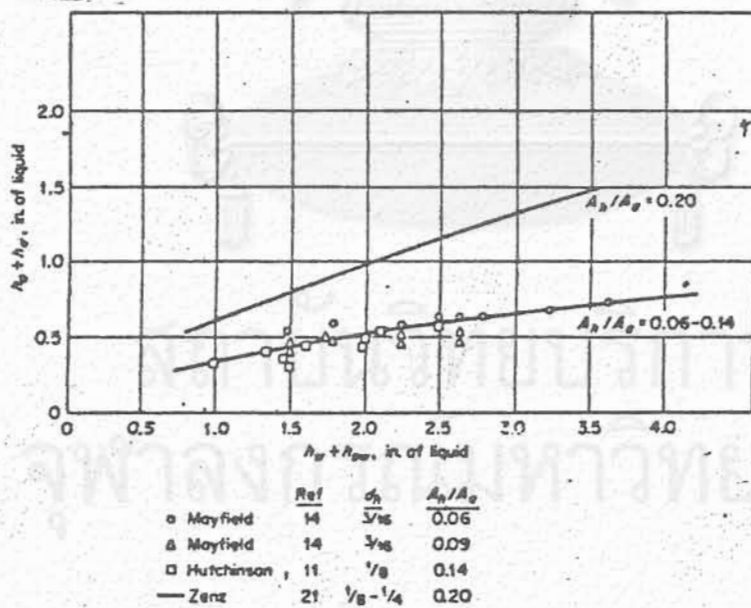


FIGURE A-4-5 Weeping, sieve trays. (From Smith, "Design of Equilibrium Stage Processes," Chap. 15, McGraw-Hill, New York, 1963.)

Pressure drop

$$h_{ow} = 0.48 F_w \left(\frac{Q_L}{I_w} \right)^{0.67}$$

$$Q_L = 1600 \text{ lb/hr} = 3.195 \text{ gpm.}$$

$$\frac{Q_L}{(I_w)^{2.5}} = 31.583$$

From Fig. A-4-3 at $l_w/D = 0.7267$

$$F_w = 1.17$$

$$h_{ow} = 0.48 \times 1.17 \frac{(3.196)^{0.67}}{4.36}$$

$$= 0.456$$

$$h_o = \frac{0.046}{\rho_L d_h} = \frac{0.04 \times 73 \times 8}{60 \times 1} = 0.389 \text{ in.}$$

$$h_o = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_L} \left(\frac{U_h}{Co} \right)^2$$

$$\tau_p = \frac{1}{8} \text{ in } dh = \frac{1}{8} \text{ in } \frac{\tau_p}{dh} = 1$$

Select $Ah/A_A = 0.14$ $Co = 0.87$ From Fig. A-4-4

$$Ah = 0.14(0.1566) = 0.0219 \text{ ft}^2$$

$$U_h = \frac{0.42348}{0.0219} = 19.3158 \text{ fps}$$

$$h_o = 0.186 \frac{(0.0734)}{60} \left(\frac{19.3158}{0.87} \right)^2$$

$$= 0.112$$

Check for weep point $A_n/A_a = 0.14$

$$h_w + h_{o_w} = 1.206$$

From Fig. A-4-5

$$h_o + h_g = 0.38 \text{ in.}$$

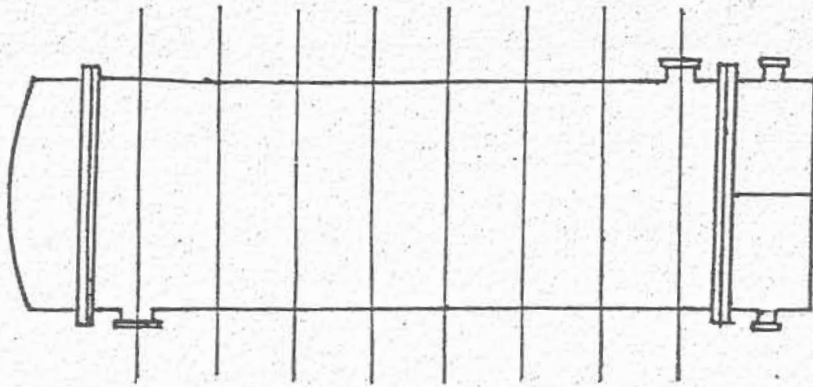
Calculated

$$h_o + h_g = 0.501 \text{ in}$$

The sum of the hole plus surface tension head terms is greater than the value read from Fig. A-4-5 at the calculated $h_w + h_{o_w}$ quantities and, therefore, the section will operate well above the weep point.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Condenser design



Total pressure (P_T) = 17 PSIA

Range °F	C_{H_2O} Btu/lb°F	λ Btu/lb	C_{CO_2} Btu/lb°F	P_V Psi
200-195	0.45	981	0.22	10.43
195-190	0.45	984	0.22	9.32
190-182	0.45	990	0.22	7.74
182-164	0.45	1000	0.22	5.24
164-146	0.45	1010	0.22	3.39
146-128	0.44	1012	0.21	2.12
128-110	0.44	1032	0.21	1.27

CO₂ entering = 62.29 lb/hr

= 1.416 lbmol/hr

H₂O entering = 50.96 lb/hr

= 2.788 lbmol/hr

Heat load calculation

$$P_g = P_T - P_V$$

$$\text{mole stream passing} = \frac{P_V}{P_g} \times \text{mol CO}_2 \text{ entering}$$

$$\text{mole stream condensate} = \text{mole stream entering} - \text{mole stream passing}$$

heat of condensation, $H_c = (\text{mol. stream condensate} \times \text{MW.}) (\lambda + C_{H_2O} \times \Delta T)$

heat from uncondense stream, $H_u = \text{mol. stream passing} \times \text{MW.} \times C_{H_2O} \times \Delta T$

heat from noncondensable, $H_n = \text{mol CO}_2 \text{ entering} \times C_{CO_2} \times \Delta T$

Range °F	H_c Btu/hr	H_u Btu/hr	H_n Btu/hr	q_n Btu/hr
200-195	9465.16	91.13	68.52	9624.81
195-190	9494.04	69.66	68.52	9632.22
190-182	9564.79	76.70	109.63	9751.12
182-164	10252.46	91.85	246.67	10590.98
164-146	5094.28	51.32	246.67	5392.27
146-128	2815.13	28.51	246.67	3090.21
128-110	1609.80	16.25	246.67	1872.72
			Total heat load =	<u>49281.07</u>

Tube side calculation

use cooling water temperature	=	80	F
use condenser tube diameter	=	3/8	inch
arrange in square pitch, P_T	=	5/8	inch
shell diameter	=	10	inch
total number of tube	=	100	

$$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{2 \times 144} = \frac{100 \times 0.06}{2 \times 144} = 0.0208 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{3500}{0.0208} = 168000 \text{ lb/ft}^2\text{hr}$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \text{ e}} = \frac{168000}{3600 \times 62.5} = 0.747 \text{ ft/sec}$$

From fig. 25 in Kern $h_i \text{ steel} = 1.14 \times 273 = 311$

shell side calculation

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$= \frac{10 \times 0.25 \times 10}{144 \times 0.625}$$

$$= 0.278$$

$$D_e = \frac{4 \times \text{free area}}{\text{wet parameter}}$$

$$= 0.95$$

$$G_s = \text{lb gas passing}/a_s$$

$$Re_s = D_e G_s / \mu$$

$$h_o = \frac{j_H K}{D_e} \left(\frac{C_H}{K} \right)^{1/3}$$



read j_H from fig. 28 in Kern then calculate h_o

calculate overall heat transfer coefficient by assume T_c, P_c substitute in the equation below, calculate until left hand side equal right hand side and this value is equal $U(T_g - T_w)$

$$h_o (T_g - T_o) + K h_o \text{LN} \frac{P_T - P}{P_T - P_c} = h_{i0} (T_c - T_w)$$

Temperature	K_{CO_2}	K_{H_2O}	μ_{CO_2}	μ_{H_2O}
200	.0129	.0134	.0171	.0122
195	.0128	.0133	.0171	.0120
190	.0127	.0132	.017	.0118
182	.0124	.0131	.017	.0115
164	.0119	.0129	.0166	.0112
146	.0115	.0125	.0162	.0110
128	.011	.0122	.0158	.0107
110	.009	.012	.0156	.0105

Point	U Btu/hrft ² ·F	ΔT	UΔT BtuF/hrft ²	(UΔT) _{avg} BtuF/hrft ²	q Btu/hr	A ft ²
1	70.64	105	7413	6834.7	9624.81	1.41
2	60.8	102.9	6256.3	5572.6	9632.22	1.73
3	48.5	100.8	4888.8	4205.3	9751.12	2.32
4	36.8	95.7	3521.86	2691.2	10590.98	3.94
5	23	80.9	1860.7	1427	5392.27	3.78
6	15.4	64.5	993.3	762.1	3090.21	4.06
7	11.2	47.4	530.9	380.9	1872.72	4.92
8	7.7	30.0	231.0			
						<u>22.16</u>

For safety factor = 1.5

Total heat transfer area = 1.5 x 22.16

= 33.24

$100 \times \frac{3}{8} \times \frac{L}{144} = 33.24$

L = 40.63 inch

= 103 cm.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Lean-Rich Heat Exchanger (Helical-coil)

Heat exchanger แบบ helical-coil เหมาะที่จะใช้ในกรณีต่อไปนี้

- เมื่อมีพื้นที่จำกัด
- ในกรณีที่การไหลเป็นแบบ laminar หรือเมื่อ flow rate กว้าง ซึ่ง shell and tube heat exchanger จะไม่ economic เนื่องจาก heat-transfer coefficient ต่ำ
- เมื่อต้องการให้ pressure drop กว้าง

	<u>hot fluid</u>	<u>cold fluid</u>
Temp. input °F	238, TI	138, TC
Temp. output °F	T	T0
Flow rate	1537.71	1600
Conductivity of fluid K =	0.4	
conductivity of metal KC =	218	
Viscosity of fluid VI =	0.95	
Heat capacity of fluid CP =	0.95	
Hot fluid flow in shell		
Cold fluid flow in tube		

การคำนวณจะเริ่มจาก

- 1 กำหนดเส้นผ่าศูนย์กลางของ shell, coil, แขนใน, ความหนา
- 2 กำหนด T_0 (ซึ่งจะทำให้หา T ได้)
- 3 ใช้ program ที่แสดงไว้ เราจะโคค่าของความสูงของ heat exchanger จำนวนรอบของ coil ที่สอดคล้องกับ T_0 ที่ใช้

ผลของการหาค่าความสูงของ heat exchanger กับจำนวนรอบของ coil ที่สัมพันธ์กับ T_0 ค่าต่างๆแสดงไว้ที่ program list ซึ่งเราเลือกใช้ $T_0 = 190$ F คือสูง 4.75 ฟุต มีจำนวนรอบของ coil 50 รอบ

สำหรับหลักการที่ใช้เขียน program แสดงไว้หลังจากผลของ program

ส่วน lean-water heat exchanger ก็มีลักษณะเหมือนกับ

ทุกประการ เพราะจากการคำนวณแล้วสามารถใส่ heat exchanger ขนาดเท่ากันได้


```

20 REM SET CONSTANT VARIABLE
30 MS=1537.71
40 MT=1400
50 TI=238
60 TC=138
70 K=.4
80 KC=218
90 VI=.95
100 CP=.95
110 REM MS=MASS FLOW IN SHELL
120 REM MT=MASS FLOW IN TUBE
130 REM TI=TEMP OF SHELL INLET FLUID
140 REM TC=TEMP OF TUBE INLET FLUID
150 REM K=CONDUCTIVITY OF FLUID
160 REM KC=CONDUCTIVITY OF METAL
170 REM VI=VISCOSITY OF FLUID
180 REM CP=HEAT CAPACITY OF FLUID
183 REM
185 REM INPUT VARIABLE
200 INPUT*OD OF INSHELL B";B
210 INPUT*ID OF OUTSHELL C";C
220 INPUT*OD OF TUBE D0";D0
230 INPUT*ID OF TUBE D";D
240 INPUT*TUBE THICKNESS X";X
241 B=B/12;C=C/12;D0=D0/12;D=D/12;X=X/12
242 INPUT*TEMP TUBE OUT";T0
250 REM
255 REM CALCULATION
260 T=TI-MT/MS*(T0-TC)
270 R=(B+(C-B)/2)/2
274 PI=3.141592654#
275 P=1.5*D0
279 A=SQR((2*PI*X)^2+P^2)
280 VF=PI/4*((C^2-B^2)*P-D0^2*A)
290 DE=4*VF/PI/D0/A
300 D1=(R-D0/2)*2
310 D2=(R+D0/2)*2
320 GS=MS/((PI/4)*((C^2-B^2)-(D0^2-D1^2)))
330 NR=DE*GS/VI
340 NP=CP*VI/K
350 H0=.6*K/DEXNR*.5*NP*.31
360 NL=4*MT/PI/D/VI
370 PRINT*NR="";NL
380 INPUT*JH";JH
390 HI=JH*(K/D)*NP^(1/3)
400 HC=HI*(1+3.5*(D/2/R))
410 HJ=HC*D/D0
420 Z=1/H0+1/HJ+X/KC+4E-04
430 U=1/Z
440 K1=TI-T0
450 K2=T-TC
460 TM=(K1-K2)/LOG(K1/K2)
470 INPUT*F";F
480 TR=F*TM
490 Q=MS*CP*(TI-T)
500 AA=Q/U/TR
510 PRINT*AREA="";AA
520 N=AA/PI/A/D0
530 PRINT*N="";N
540 INPUT*N";N
550 TT=N*P*D0
560 PRINT*HIGH="";TT
570 LPRINT"B=";B;12TAB(15)"C=";C;12TAB(30)"d0=";D0;12TAB(45)"D=";D;12TAB(60)"X="
;X;12
571 LPRINT
572 LPRINT*NR="";NR
573 LPRINT
574 LPRINT*NR="";NLTAB(25)"JH=";JH
575 LPRINT
580 LPRINT*AREA="";AA" ft^2"
581 LPRINT
590 LPRINT*NUMBER OF TURN="";N
591 LPRINT
600 LPRINT*HIGH="";TT" ft"
601 LPRINT
602 LPRINT
603 LPRINT
610 PRINT*IF YOU WANT TO CHANGE ONLY Tout TYPE1"
620 INPUTQ
630 IFO=1THEN242
640 GOTO200

```

```

B= 10.75      C= 14      d0= .75      D= .67      X= .84
NR= 1343.1    T0 = 180 °F
NR= 38487.2   JH= 115
AREA= 20.9929 ft^2
NUMBER OF TURN= 33
HIGH= 3.15625 ft

```

$B = 10.75$ $C = 14$ $d_0 = .75$ $D = .67$ $X = .84$
 $N_{Res} = 1343.1$ $T_0 = 195^\circ F$
 $N_{Ret} = 38407.2$ $JH = 115$
 $AREA = 25.7956 \text{ ft}^2$
 $NUMBER \ OF \ TURN = 41$
 $HIGHT = 3.90625 \text{ ft}$

$B = 10.75$ $C = 14$ $d_0 = .75$ $D = .67$ $X = .84$
 $N_{Res} = 1343.1$ $T_0 = 190^\circ F$
 $N_{Ret} = 38407.2$ $JH = 115$
 $AREA = 31.5438 \text{ ft}^2$
 $NUMBER \ OF \ TURN = 50$
 $HIGHT = 4.75 \text{ ft}$

$B = 10.75$ $C = 14$ $d_0 = .75$ $D = .67$ $X = .84$
 $N_{Res} = 1343.1$ $T_0 = 185^\circ F$
 $N_{Ret} = 38407.2$ $JH = 115$
 $AREA = 38.917 \text{ ft}^2$
 $NUMBER \ OF \ TURN = 62$
 $HIGHT = 5.875 \text{ ft}$

$B = 10.75$ $C = 14$ $d_0 = .75$ $D = .67$ $X = .84$
 $N_{Res} = 1343.1$
 $N_{Ret} = 38407.2$ $JH = 115$
 $AREA = 48.2143 \text{ ft}^2$
 $NUMBER \ OF \ TURN = 76$
 $HIGHT = 7.1875 \text{ ft}$

Design procedure

Here is a simple procedure for designing an HCHE:
 Determine the heat-transfer coefficients. To calculate the heat-transfer coefficients in the coil and the annulus, the following parameters must be known:

1. The length of coil, L , needed to make N turns:

$$L = N \sqrt{(2\pi r)^2 + p^2} \quad (1)$$

2. The volume occupied by the coil, V_c :

$$V_c = (\pi/4)d_o^2 L \quad (2)$$

3. The volume of the annulus, V_a :

$$V_a = (\pi/4)(C^2 - B^2)\rho N \quad (3)$$

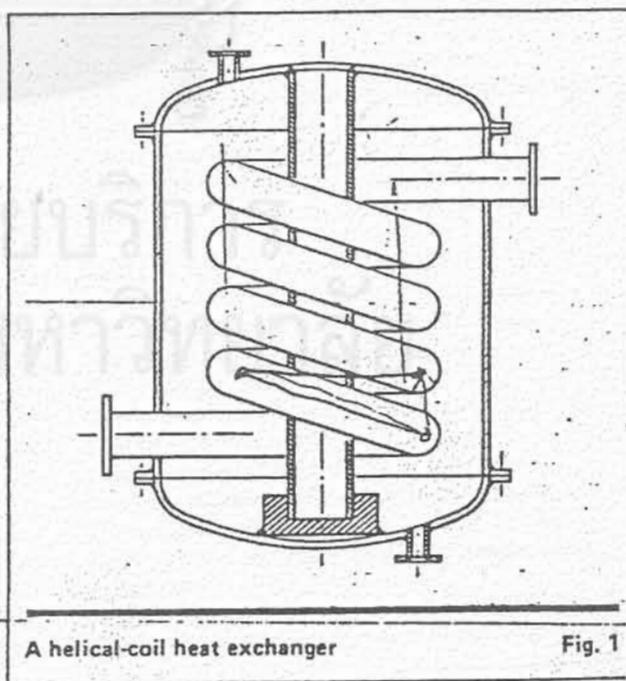
4. The volume available for the flow of fluid in the annulus, V_f :

$$V_f = V_a - V_c \quad (4)$$

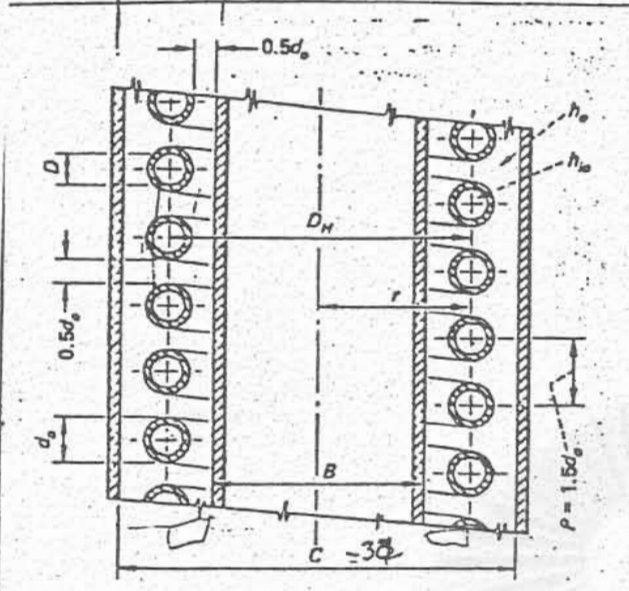
5. The shell-side equivalent diameter of the coiled tube, D_e :

$$D_e = 4V_f / \pi d_o L \quad (5)$$

The heat-transfer coefficient in the annulus, h_o , can



A helical-coil heat exchanger



Schematic cutaway view of an HCHE Fig. 2

now be calculated using one of the following two equations. For Reynolds numbers, N_{Re} , in the range of 50-10,000, Eq. (6) [3] is recommended:

$$h_o D_e / k = 0.6 N_{Re}^{0.5} N_{Pr}^{0.31} \quad (6)$$

For N_{Re} over 10,000, Eq. (7) [4] should be used:

$$h_o D_e / k = 0.36 N_{Re}^{0.55} N_{Pr}^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (7)$$

The heat-transfer coefficient of the fluid flowing inside the coil, h_{io} , can be determined using conventional methods, such as described in Ref. [4]. The heat-transfer coefficient based on the inside coil diameter, h_i , is obtained using a method for a straight tube—either one of the Sieder-Tate relationships, or a plot of the Colburn factor, j_H , vs. N_{Re} , such as Fig. 3. That must then be corrected for a coiled tube by multiplying h_i by $[1 + 3.5(D/D_H)]$ to get h_{ic} . The coefficient based on the outside diameter of the coil, h_{io} , is then obtained by:

$$h_{io} = h_{ic}(D/d_o) \quad (8)$$

The overall heat-transfer coefficient, U , is given by:

$$1/U = 1/h_o + 1/h_{io} + x/k_c + R_t + R_a \quad (9)$$

Determine the required area. The area needed for heat transfer is determined by:

$$A = Q / U \Delta t_c \quad (10)$$

The log-mean-temperature-difference, Δt_{lm} , must be corrected to take into account the fact that the fluids are flowing perpendicular to each other, which is done by applying the standard correction factor for perpendicular flow [4].

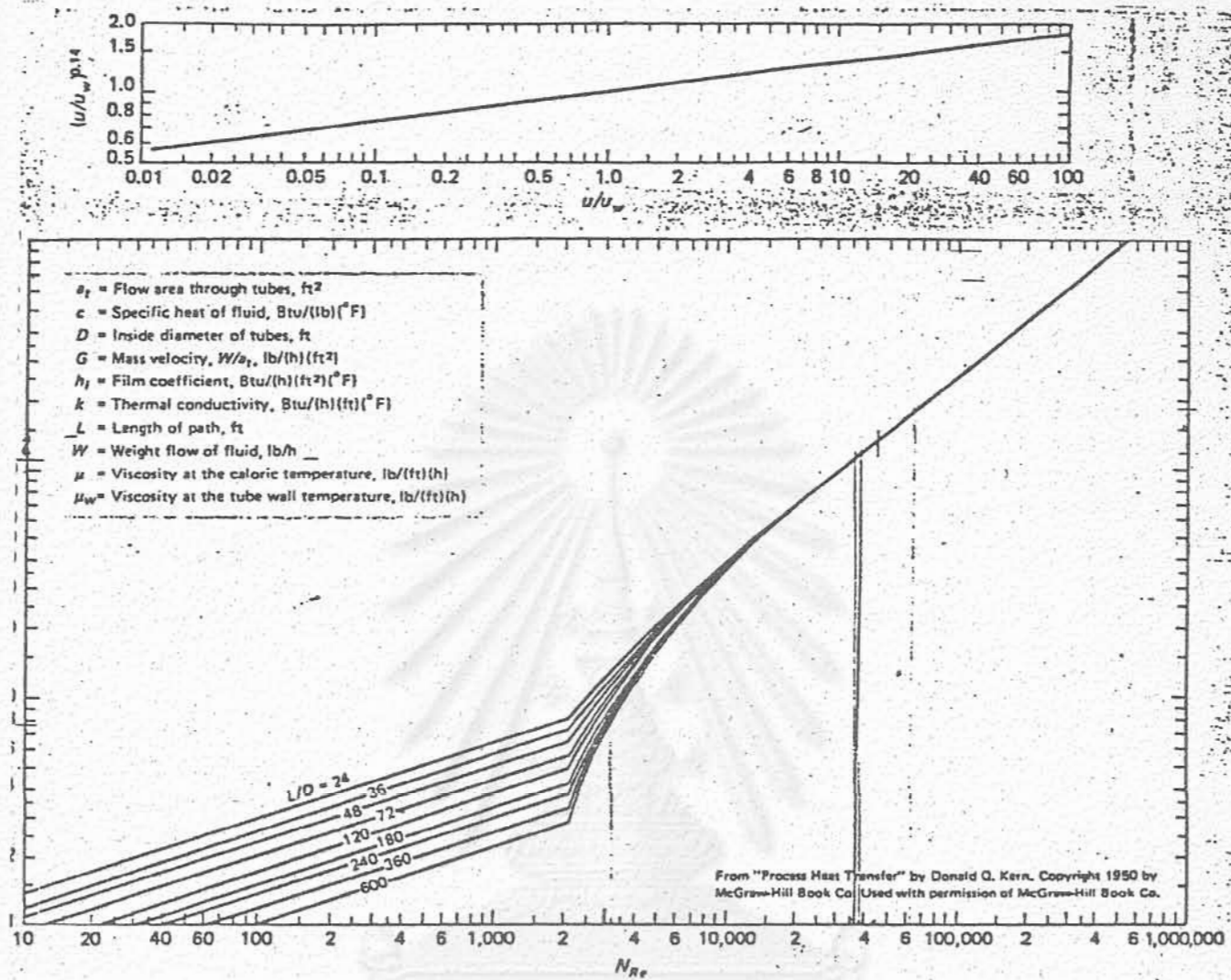
Determine the number of turns of coil. Since $A = \pi d_o L$, and L is expressed in terms of N , the number of turns of coil needed can be calculated by:

$$N = A / (\pi d_o (L/N)) \quad (11)$$

The actual number of coil turns needed, n , is simply N rounded to the next highest integer.

Nomenclature

A	Area for heat transfer, m^2
A_a	Area for fluid flow in annulus, $(\pi/4)[(C^2 - B^2) - (D_{H2}^2 - D_{H1}^2)]$, m^2
A_f	Cross-sectional area of coil, $\pi D/4$, m^2
B	Outside dia. of inner cylinder, m
C	Inside dia. of outer cylinder, m
c_p	Fluid heat capacity, $kcal/(kg)(^\circ C)$
D	Inside dia. of coil, m
D_e	Shell-side equivalent dia. of coil, m
D_H	Average dia. of helix, m
D_{H1}	Inside dia. of helix, m
D_{H2}	Outside dia. of helix, m
d_o	Outside dia. of coil, m
G_c	Mass velocity of fluid, $M/[(\pi/4)(C^2 - B^2) - (D_{H2}^2 - D_{H1}^2)]$, $kg/(m^2)(h)$
H	Height of cylinder, m
h_i	Heat-transfer coefficient inside straight tube, based on inside dia., $kcal/(h)(m^2)(^\circ C)$
h_{ic}	Heat-transfer coefficient inside coiled tube (h_i corrected for coil), based on inside dia., $kcal/(h)(m^2)(^\circ C)$
h_{io}	Heat-transfer coefficient inside coil, based on outside dia. of coil, $kcal/(h)(m^2)(^\circ C)$
h_o	Heat-transfer coefficient outside coil, $kcal/(h)(m^2)(^\circ C)$
j_H	Colburn factor for heat transfer, $(h_i D/k)(N_{Pr})^{-1/3} (\mu/\mu_w)^{-0.14}$, dimensionless
k	Thermal conductivity of fluid, $kcal/(h)(m)(^\circ C)$
k_c	Thermal conductivity of coil wall, $kcal/(h)(m)(^\circ C)$
L	Length of helical coil needed to form N turns, m
M	Mass flowrate of fluid, kg/h
N	Theoretical number of turns of helical coil
n	Actual number of turns of coil needed for given process heat duty (N rounded to the next highest integer)
N_{Pr}	Prandtl number, $c_p \mu / k$, dimensionless
N_{Re}	Reynolds number, Du_p / μ or DG / μ , dimensionless
Q	Heat load, $kcal/h$
q	Volumetric flowrate of fluid, m^3/h
r	Average radius of helical coil, taken from the centerline of the helix to the centerline of the coil, m
R_s	Shell-side fouling factor, $(h)(m^2)(^\circ C)/kcal$
R_t	Tube-side fouling factor, $(h)(m^2)(^\circ C)/kcal$
Δt_c	Corrected log-mean-temperature-difference, $^\circ C$
Δt_{lm}	Log-mean-temperature-difference, $^\circ C$
u	Fluid velocity, m/h
U	Overall heat-transfer coefficient, $kcal/(h)(m^2)(^\circ C)$
V_a	Volume of annulus, m^3
V_c	Volume occupied by N turns of coil, m^3
V_f	Volume available for fluid flow in the annulus, m^3
x	Thickness of coil wall, m
μ	Fluid viscosity at mean bulk-fluid temperature, $kg/(m)(h)$
μ_w	Fluid viscosity at pipe-wall temperature, $kg/(m)(h)$
ρ	Fluid density, kg/m^3



rn factor vs. Reynolds number for tube-side heat transfer

Fig. 3

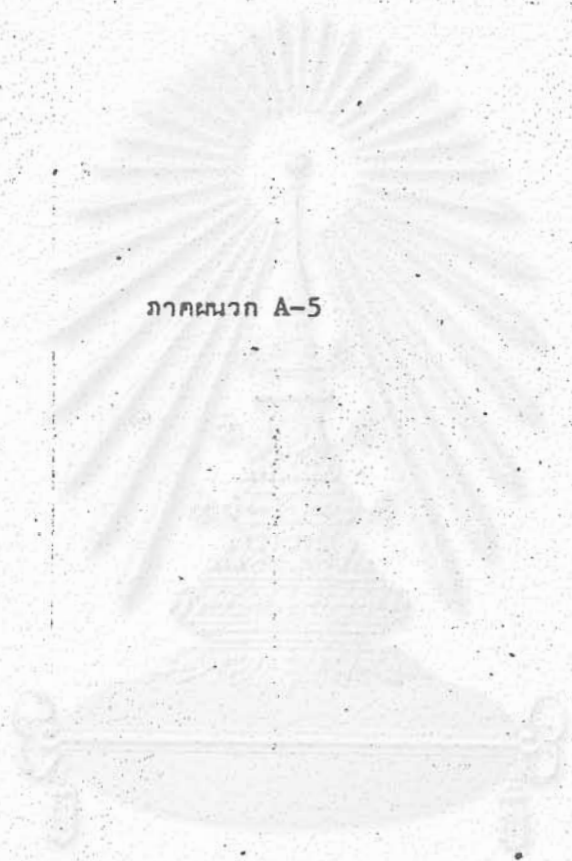
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A_T	=	area of column , sq.ft.
A_A	=	active area for bubbling, sq.ft.
A_d	=	area of downcomer, sq.ft.
A_h	=	hole area, total, sq.ft.
A_N	=	net vapor flow area between plates, $A_T - A_d$
C_o	=	orifice coefficient
D	=	tower diameter, ft.
d_h	=	hole diameter, in.
F_w	=	factor, Fig.A-4-3
h_o	=	equivalent head loss through holes, in of fluid
h_{ow}	=	liquid crest over weir ,in.
h_6	=	equivalent surface-tension head lon,in.
h_w	=	weir height,in.
L	=	liquid rate, moles/hr or lb/hr
L_w	=	weir length,in.
P	=	pitch,in.
P_c	=	capacity factor
Q_2	=	liquid load,gpm.
Q_V	=	vapor load ,cuft./sec
τ_p	=	plate thickness,in.
U_h	=	velocity of vapor through holes,fps.
U_{VN}	=	vapor velocity, fps.based on A_N
V	=	vapor lead lb/hr or moles/hr
μ_L	=	liquid viscosity, lb/fps.
ϕ	=	froth density
ψ	=	entrainment,moles per mole of downflow
ρ_L	=	density of liquid , lb/cuft.
ρ_V	=	density of vapor , lb/cuft.
σ	=	surface tension

MEA
2.5 N
248°F



ภาคผนวก A-5



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

LUB (length of unused bed) เป็นวิธีที่ง่ายและสามารถใช้งานได้กับ

การออกแบบ fixed-bed adsorbers ก็จะอธิบายต่อไป

จากรูป 3.1 เมื่อแก๊สถูกส่งเข้ามาถึงหอ adsorber ทางด้านบน จะเกิดการดูดซับสารตั้งต้นจนกว่าเส้นที่บ่งชี้รูป และจะกินบริเวณมากขึ้นจนหมดหรือถึงในรูปจะสังเกตเห็นว่าที่เวลา θ_b จะเป็นเวลาที่จุดออกของหอ adsorber เริ่มเกิดแก๊สที่ต้องการ adsorb ไว้ ออกมาด้วย ส่วน θ_e เป็นเวลาที่ bed ทั้งหมดถูกซับแก๊สที่ต้องการ adsorb ไว้ทั้งหมด

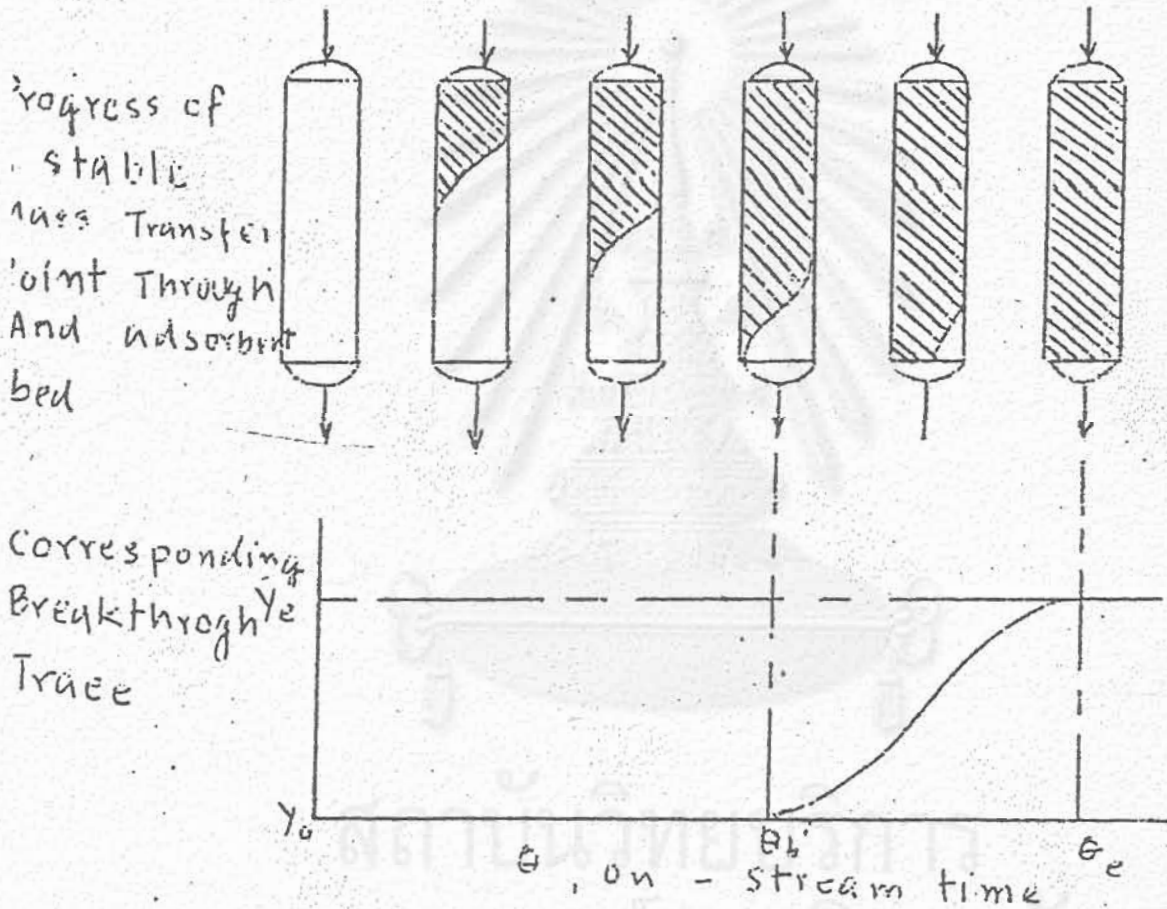


FIGURE 3.1 Stable mass transfer front.

ถ้าการดูดซับเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วจะเกิด stoichiometric front แทน

hypothetical front ดังแสดงในรูป 3.2 คือ ใน adsorbtion loading = X_0 ที่เวลา 0 วินาที และจะได้เท่ากับ X_0 ที่เวลา θ_0 กำหนดให้ระยะที่เกิดการ adsorb ที่เวลา θ เท่ากับ L

จากรูป 3.2 แก๊สที่เข้ามาทางตอนบนหอจะถูกดูดซับและจะออกมาทางตอนล่างได้ค่า

ที่เวลา θ_s

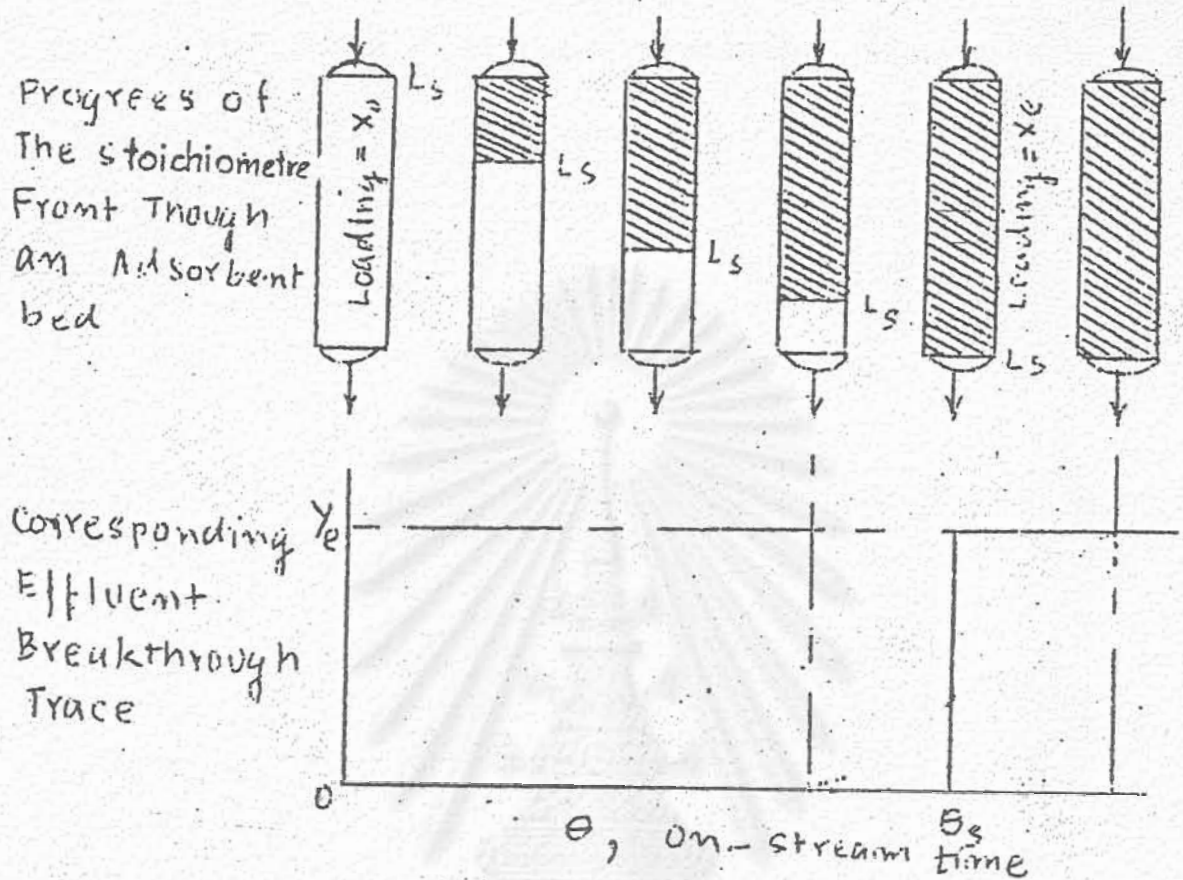


FIGURE 3.2 Stoichiometric mass transfer front.

ในการใช้ LUB concept จะต้องมี การตั้งข้อกำหนดบางอย่างโดยจะใช้ได้
 ต่อเมื่อ แก๊สที่ส่งเข้ามา มีความเข้มข้นค่า และมีสมมติฐานดังนี้

1. bed จะคง fixed และถูกเรียกชื่อว่าเป็นระเบียบ
2. อุณหภูมิของ bed เริ่มต้น และ adsorbate loadings ต้องคงที่ตลอด
3. feed rate, feed temperature, and feed composition คงที่
4. อัตราการไหลคงที่ตลอดภาคกึ่งขวาง ของ bed
5. bed ไม่มีอุณหภูมิและความเข้มข้น เพิ่มตามแนวรัศมี
6. fluid และ solid มีอุณหภูมิเดียวตลอด
7. การแพร่ของความร่อนถือว่าน้อยมาก

8. งานเบื่องจากขยายดีว่าน้อยมาก
 9. ไม่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้น
 10. ไม่มีการเปลี่ยนแปลงของสถานะ
- จาก Concept นี้ เราสามารถใช้ในการหาสูตร เมื่อหาค่า IUB ได้

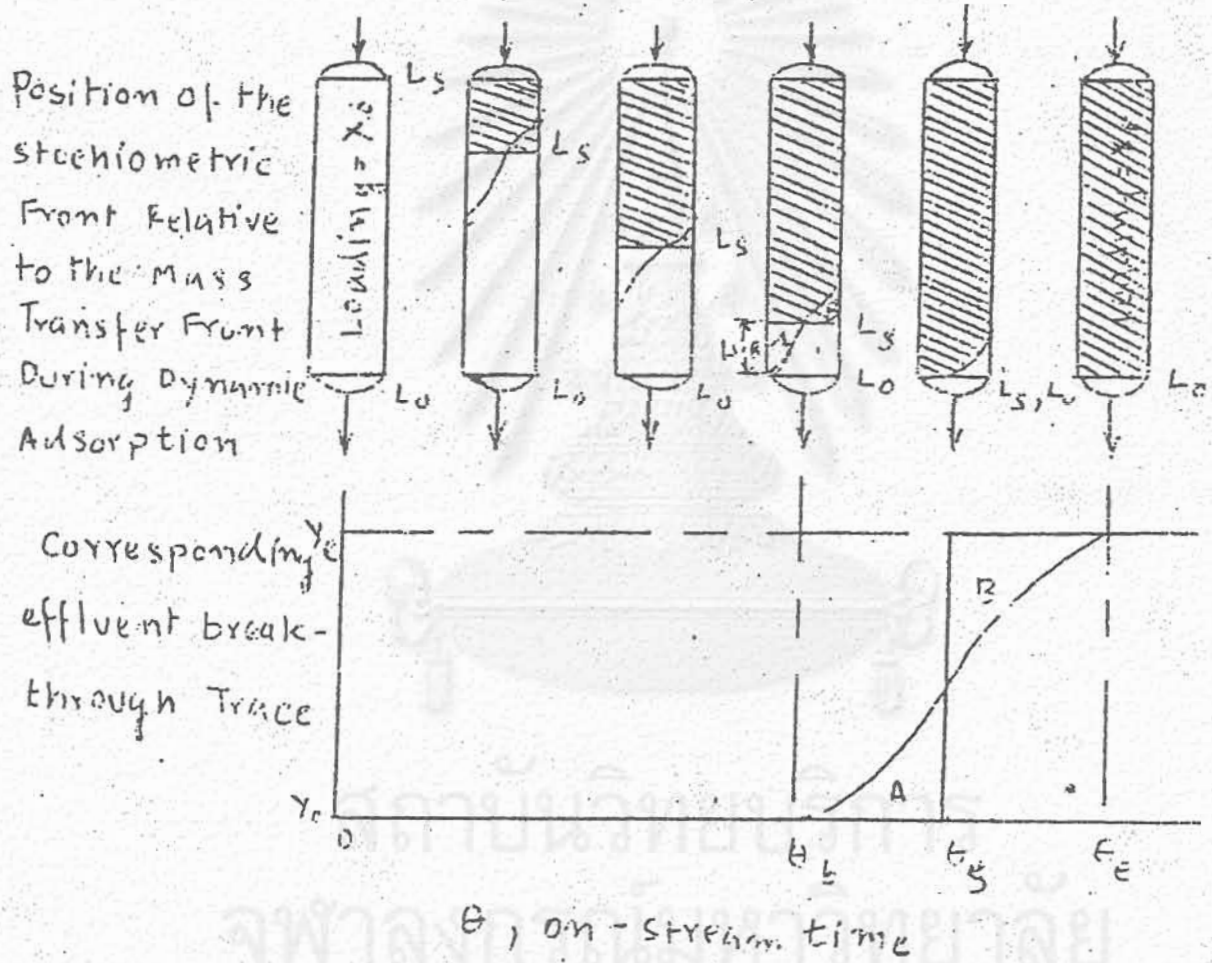


FIGURE 3.3 Relative position of mass transfer fronts.

$$L_s = U\theta \quad (23)$$

ที่เวลา θ_b

$$L_s = U\theta_b \quad (24)$$

ที่เวลา θ_s

$$L_s = L_o = U\theta_s \quad (25)$$

รูป สมการ 24 และ 25 ได้

$$LUB = L_o - L_s = U(\theta_s - \theta_b) \quad (26)$$

$$LUB = \left[\frac{\theta_s - \theta_b}{\theta_s} \right] L_o \quad (27)$$

จาก material balance across the equilibrium section at time θ ,

$$G(Y_e - Y_o) = L_s P_b \left[\frac{X_e - X_o}{100} \right] \quad (28)$$

หรือ

$$L_s = \frac{100G}{P_b} \frac{(\Delta Y)}{(\Delta X)} \theta \quad (29)$$

โดย P_b = bulk density of bed

ที่ Stoichiometric position, $\theta = \theta_s$ และ $L_s = L_o$; สมการ (29) ได้

$$\Delta X = \frac{100G\theta_s \Delta Y}{L_o P_b} \quad (30)$$

โดยรวม สมการ (27) และ (30), LUB ได้

$$LUB = L_o - \frac{100G}{P_b} \frac{(\Delta Y)}{(\Delta X)} \theta_b \quad (31)$$

ในการออกแบบ adsorber vessels นิยมคิดเป็นน้ำหนัก ดังนั้น

$$WUB = (LUB) \frac{\pi D^2}{4} \rho_b$$

โดย $(\pi D^2/4)$ เป็น Cross-Sectional area ของ bed

Dehydrator Design (14,20,24)

- Assumption
- 1) Psychometric chart can apply to Raw Gas
 - 2) Raw gas is 100% moisture content
 - 3) Operating at isothermal 100°F
 - 4) Break-point time 10 hr
 - 5) Constant Gas flowrate

- Data
- 1) Gas flow rate 30 m³/h
 - 2) Regenerated Silicagel has 5% water content
 - 3) Bulk density silicagel 38 lb/ft³
 - 4) M.W. gas = 22.45
 - 5) Column diameter = 14"

Equation

$$L_s = \frac{100 G (\Delta y) \theta}{\rho_b (\Delta x)}$$

$$G = \frac{30 \times 1000 \times 2.204 / \pi (14)^2}{22.4 \times 1000 \times 4 (12)^2} = 2.76 \text{ lbmol/ft}^2 \text{ hr}$$

$$Y_o = 0.045 \text{ lb/lb dry air (From Fig. A-5.1)}$$

Let Vapor Pressure at this point = P_1 (100°F).

$$\frac{P_1}{(760 - P_1)} = \frac{0.045 \times 22.45}{1 \times 18}$$

$$P_1 = 40.39 \text{ mm H}_2\text{O}$$

From Equilibrium Chart (Fig A-5.2) we get X_e

$$X_e = 0.35 \text{ lbH}_2\text{O/lb dry silica gel}$$

From Data $X_o = \frac{5}{95} = 0.052 \text{ lb/lb dry silica gel}$

From Fig. A-5.2 we get vapor pressure of exit gas = 4mmHg

$$Y_e = \frac{4 \times 18}{756 \times 22.45} = 4.24 \times 10^{-3} \text{ lb/lb dry gas}$$



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

$$\Delta Y = (0.045 - 4.24 \times 10^{-3}) \times \frac{22.45}{18}$$

$$= 0.051 \text{ lb/mol/lbmol gas}$$

$$\Delta X = (0.35 - 0.052) \times \frac{100}{18}$$

$$= 1.656 \text{ lbmol/100 lb silica gel}$$

$$L_S = \frac{100 \times 2.76 \times 0.051 \times 10}{38 \times 1.656}$$

$$= 2.24 \text{ ft}$$

$$\text{Safety factor} = 1.5$$

$$\text{High of packing} = 3.5 \text{ ft}$$

Where

L_S = position of stoichiometric front in bed, ft.

G = the gas-feed rate, lbmole/hrft²

S_b = adsorbent bulk density, lb/ft³

Y = $Y_e - Y_o$ where Y_e and Y_o are the concentrations of adsorbable component in the gas feed and in the gas in equilibrium with regenerated adsorbent respectively, lbmole/lbmole dry air

X = $X_e - X_o$ where X_e and X_o are the adsorbate loading in equilibrium with the feed gas and on the regenerated adsorbent respectively, lbmole/100 lb activated adsorbent

θ = time from the start of adsorption, hrs.

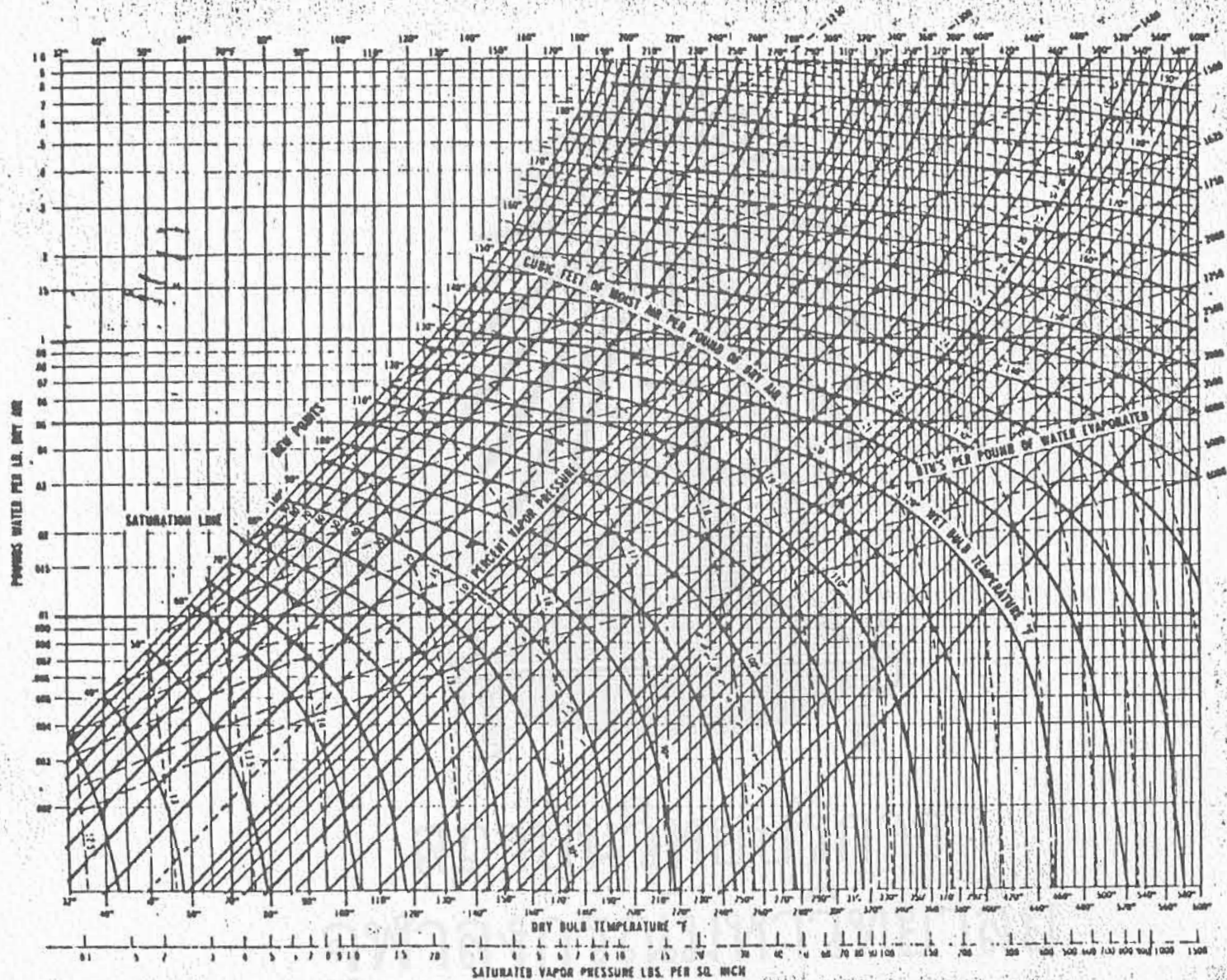


Fig. A-2.1 Psychrometric chart. Properties of air and water vapor mixtures from 32° to 140° F. © 1964 by McGraw-Hill, Inc.

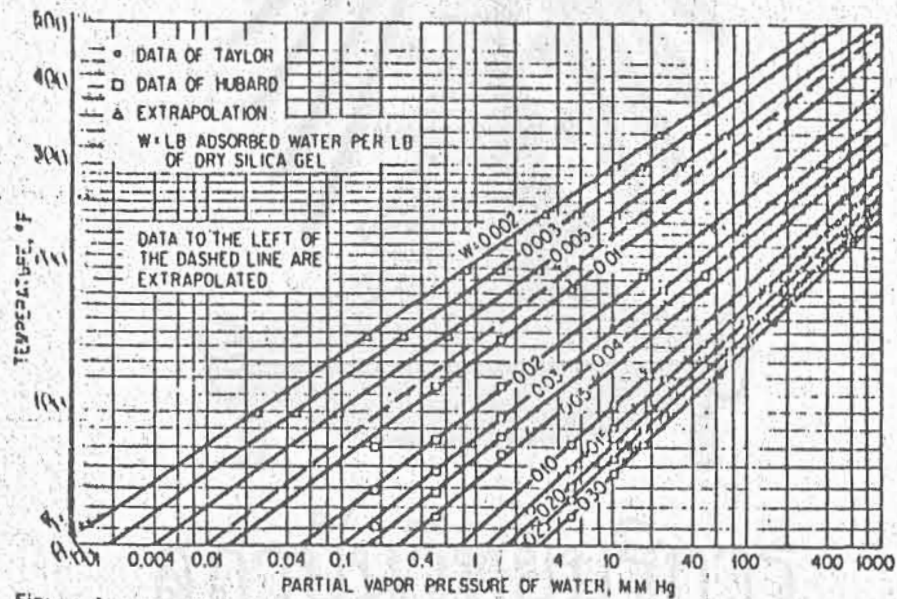
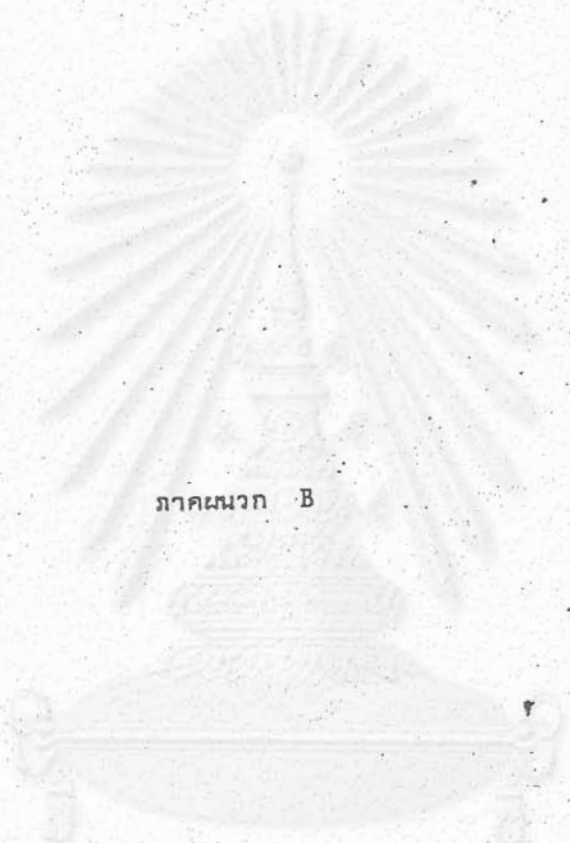


Figure A-52 Equilibrium partial pressure of water vapor over silica gel containing various amounts of adsorbed water. Residual water which cannot be removed by conventional regeneration is included in the weight of the desiccant.



ภาคผนวก B

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก B-1

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ข้อมูลจุดเทคนิค

Writing system	Discontinuous ink trace; disposable six-color cartridge
Number of input channels	Six
Number of input conditioners	Up to three; each is characterized for a particular signal type, size and offset
Channel colors	1 Violet 2 Red 3 Black 4 Green 5 Blue 6 Brown
Servo direction	Choice of left or right movement of the dotting head for positive-going input signal
Servo linearity	$\pm 0.1\%$ overall, excluding input conditioners
Resolution	$\pm 0.2\%$
Chart print interval	0.5mm on the time axis
Dotting cartridge life	500,000 operations per channel
Chart type	32m(105ft) roll or 16m(52.5ft)Z-fold
Chart width	100mm calibrated, 120mm overall
Visible chart area	100mm x 80mm
Chart drive	Microprocessor-controlled stepper motor, synchronized by line frequency
Chart speeds	120, 60, 30, 30, 10 and 5mm/hr
Power requirement	110, 120, 220, 240 Vac, $\pm 10\%$, 48 to 62 Hz, 15 VA, 10W(maximum)
Environment	Zero to 50°C, 10 to 90%RH, non-condensing
Mechanical	Steel case, cast zinc door with glass or acrylic window. Finish: storm gray case silver gray door
Weight	Net 5.5 Kg(12lb) Shipping 9 kg(20lb)
Trade mark	Chessell



ภาคผนวก B-2

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ชุดอัดและล้างแก๊สความดันสูง

Type Two Stage Water-cooled Single Acting Compressor

Model HCW-155

Bore x Stroke

Low Pressure 133 x 1

High Pressure 51 x 1

Stroke 114 m/m

R.P.M. 450

Piston Displacement

712 l/min

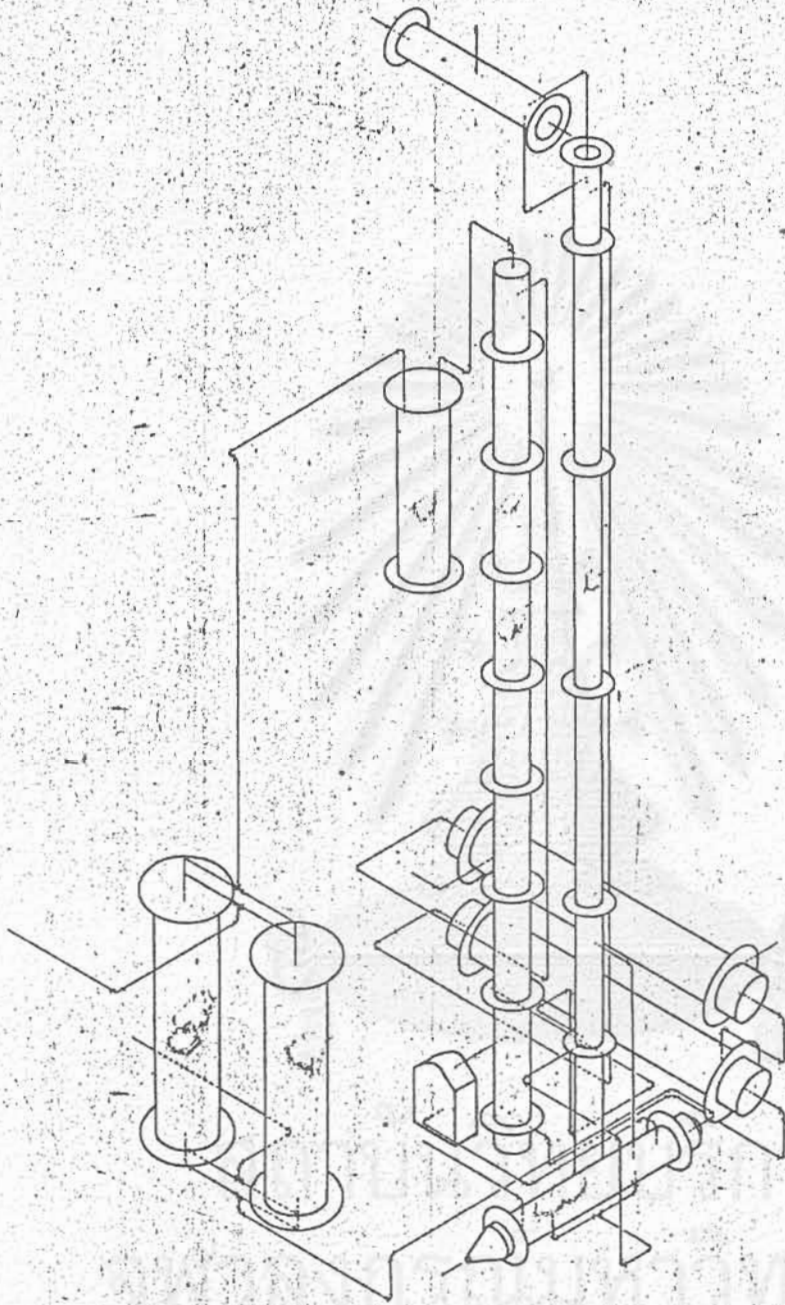
Motor 10 H.p.

Maximum Pressure 35 kg/cm²

Trade mark FU SHENG

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



PETROCHEMICAL RESEARCH LABORATORY

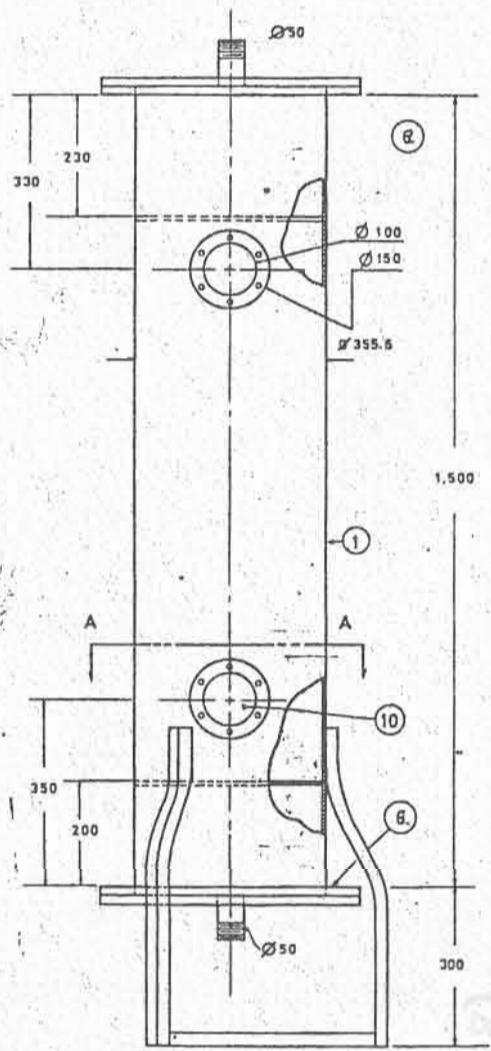
PURIFICATION
PILOT PLANT

PIPING

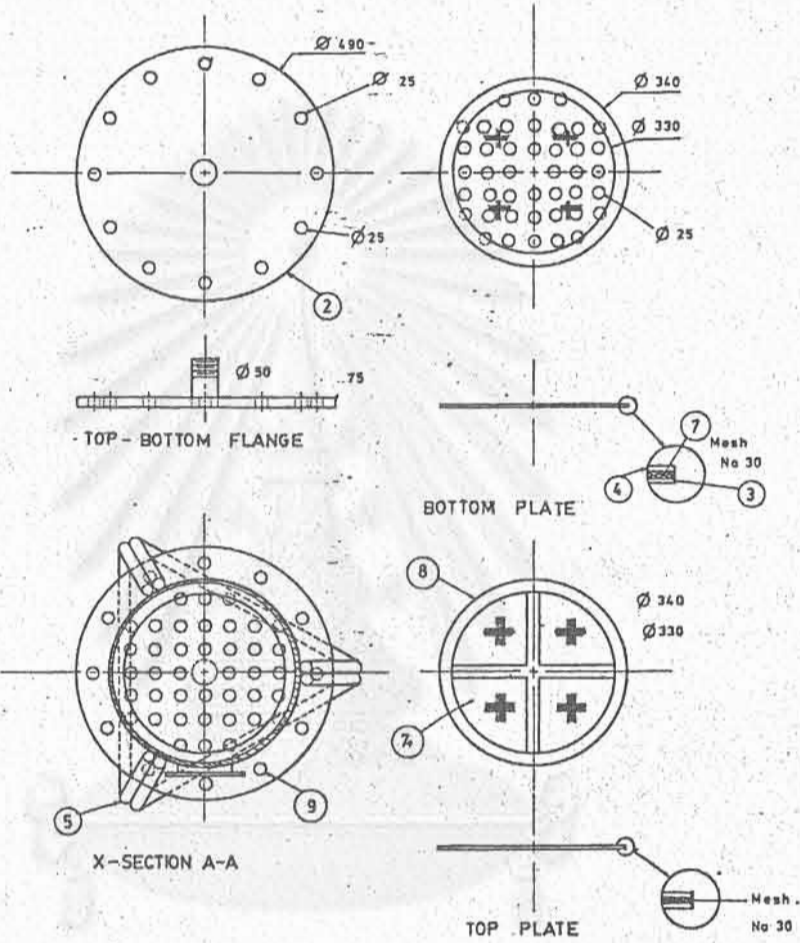
DEPARTMENT OF
CHEMICAL ENGINEERING
CHULALONGKORN
UNIVERSITY

DRAWN	DESIGN	CHECK	APPD.	DATE
-------	--------	-------	-------	------

DWG. NO.



DEHYDRATOR

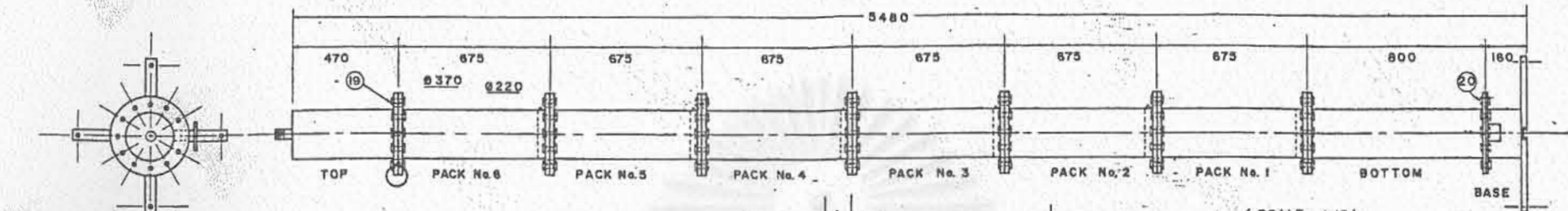


DIMENSION IN mm.

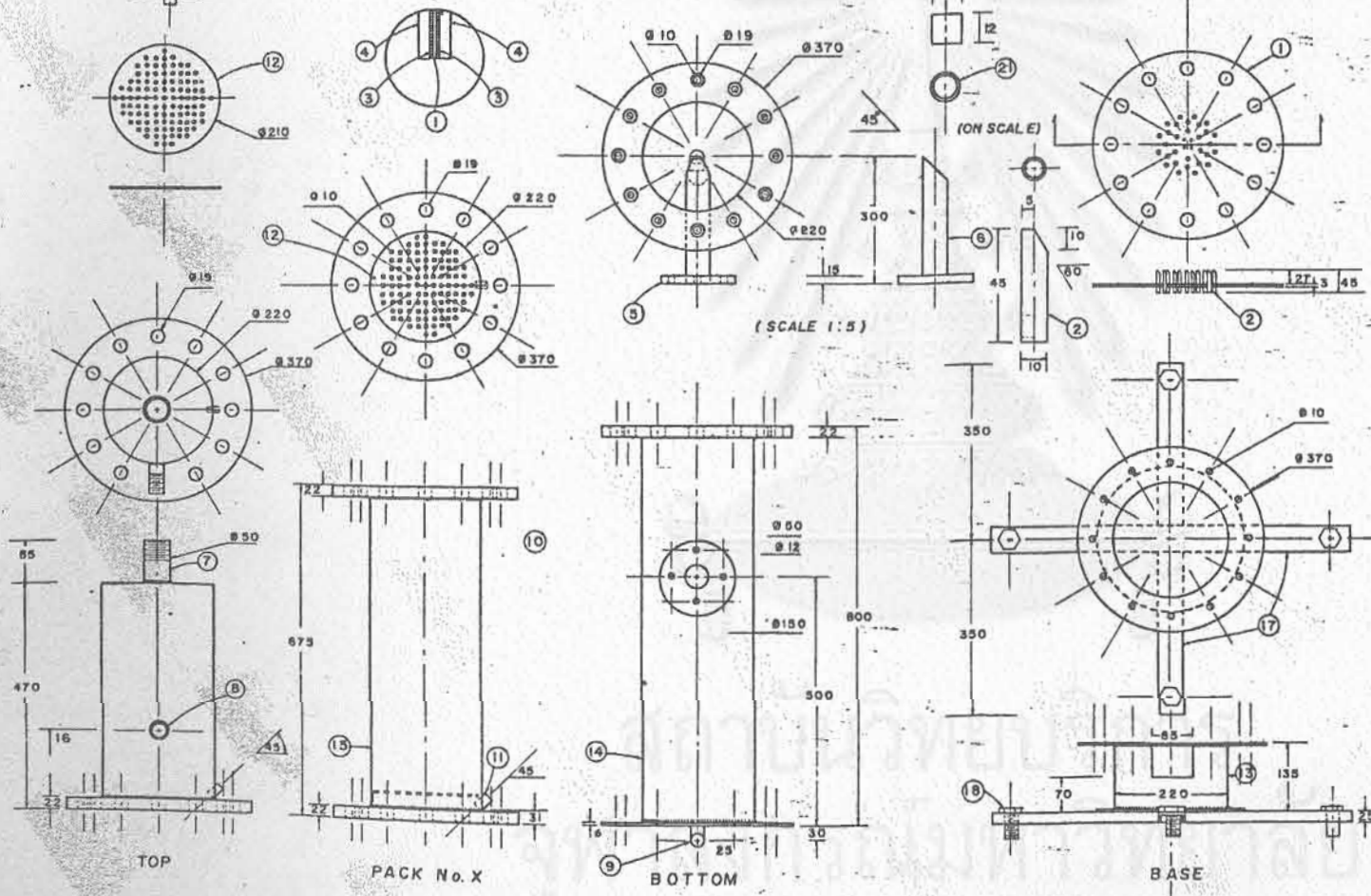
SPECIFICATIONS LIST

ITEM	NAME	MATERIAL	THICKNESS	QUANT.
1	CASING	CARBON STEEL	79	2
2	FLANGE	CARBON STEEL	16	4
3	DISTRIBUTOR	CARBON STEEL	3	2
4	COVER RING	CARBON STEEL	3	2
5	STAND	CARBON STEEL	Ø 25	2 SETS
6	FLANGE	CARBON STEEL	16	4
7	WIRE Mesh	STAINLESS	No 30	4
8	COVER CROSS RING	CARBON STEEL	3	4
9	BOLT & NUT	HIGH TENSILE	Ø 25	48 SETS
10	INSPECTION DOOR	SAFTY GLASS	3	4

PETROCHEMICAL RESEARCH LAB.				
DWG NAME DEHYDRATOR EQUIPMENT DRAWING SYNTHESIS OF SYN-CRUDE PROJECT			DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING CHULALONGKORN UNIVERSITY	
APPD.	CHECK	DESIGN	DRAWN	DATE 2/6/83
				DWG. No



(SCALE 1/10)



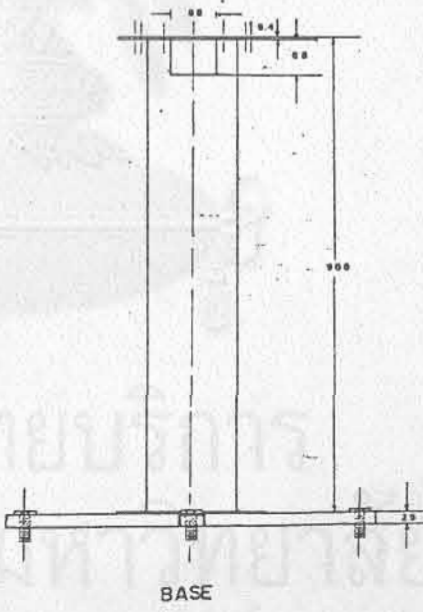
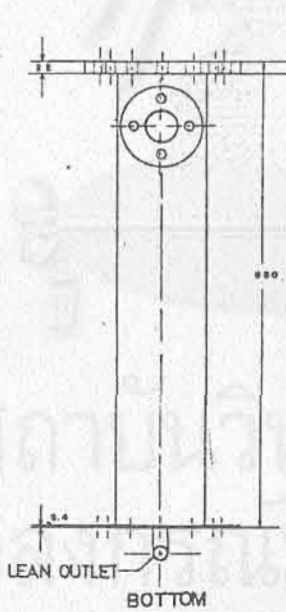
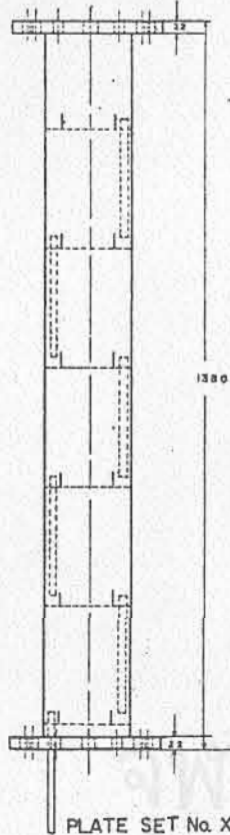
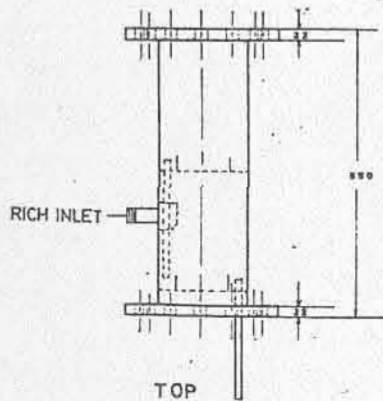
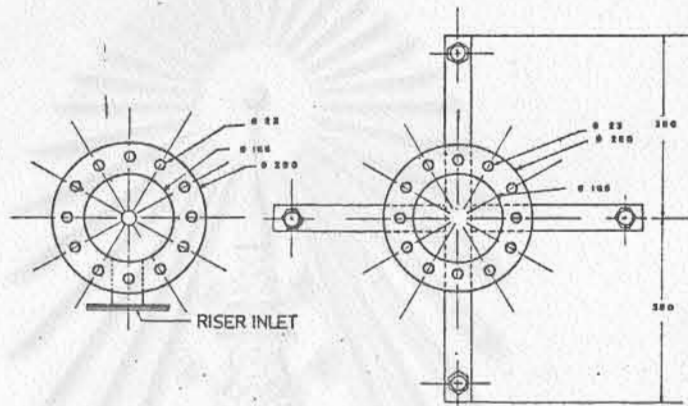
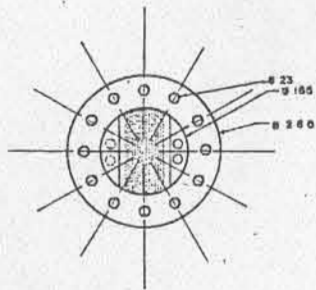
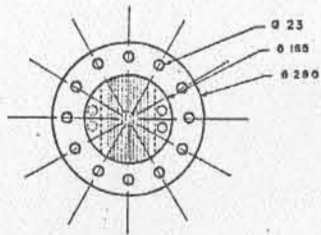
(SCALE 1:5)

(ON SCALE)

DIMENSION IN mm.

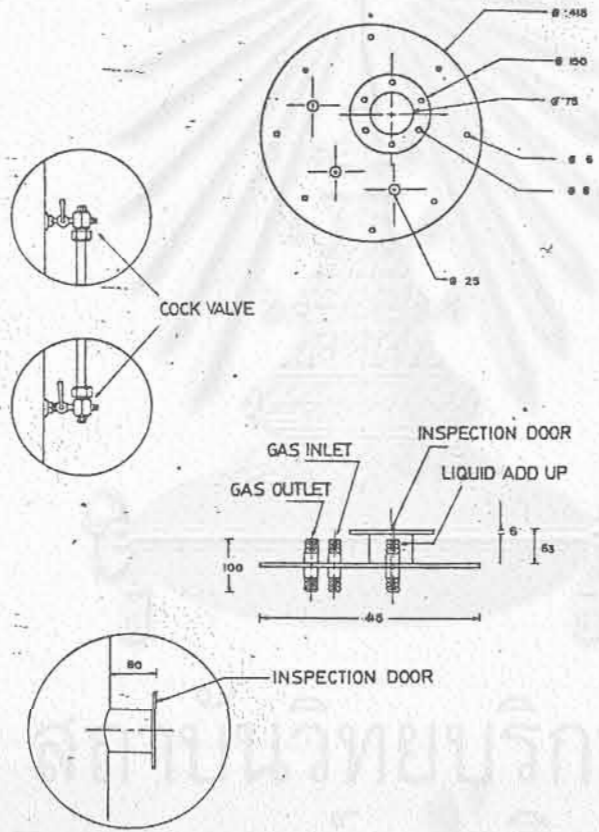
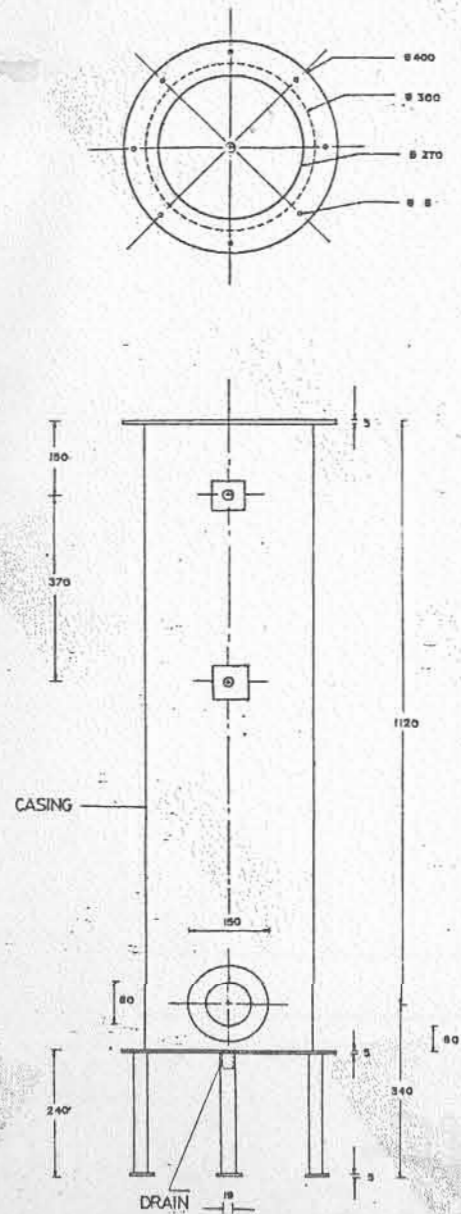
SPECIFICATIONS LIST:				
No.	NAME	MATERIAL	Thick	Quan
1	REDISTRIBUTOR	BRASS	3	6
2	REDISTRIBUTOR TUBE	COPPER	1.2	30/PL.
3	SEAL			13
4	FLANGE	HIGH TENSILE	22	14
5	INLET FLANGE	HIGH TENSILE	15	1
6	GAS INLET PIPE	GALVANIZE ST.	3	1
7	GAS OUTLET PIPE	GALVANIZE ST.	3	1
8	LIQUID INLET PIPE	GALVANIZE ST.	3	1
9	LIQUID OUTLET PIPE	GALVANIZE ST.	3	1
10	GAS SAMPLING	CARBON ST.		6
11	THERMOCOUPLE FIX.	CARBON ST.		6
12	SUPPORT PLATE	STAINLESS ST.	3	6
13	BASE CASING	GALVANIZE ST.	7	1
14	BOTTOM CASING	GALVANIZE ST.	7	1
15	PACK CASING	GALVANIZE ST.	7	6
16	TOP CASING	GALVANIZE ST.	7	1
17	FOUNDATION BAR	HIGH TENSILE ST.	5	4
18	ADJUSTING BOLT	HIGH TENSILE ST.	18	4
19	BOLT & NUT	HIGH TENSILE ST.	18	8.4
20	BOLT & NUT	HIGH TENSILE ST.	9.5	12
21	PACKING	ALUMINIUM	1.0	

PETROCHEMICAL RESEARCH LAB.				
EQUIPMENT DWG.		DEPARTMENT OF		
NAME		CHEMICAL ENG.		
ABSORBER		CHULALONGKORN UN.		
APPD.	CHECK	DESIGN	DRAWN	DATE 2/9/83
				DWG.No.

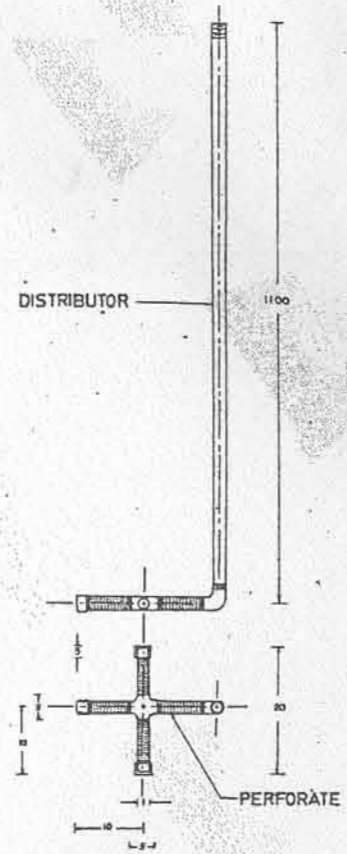


ALL DIMENSION IN mm

PETROCHEMICAL RESEARCH LAB.				
EQUIPMENT DWG. NAME			DEPARTMENT OF CHEMICAL ENG.	
STRIPPER			CHULALONGKORN UNIVERSITY	
DRAWN	DESIGN	CHECK	APPD.	DATE
				DWG.No.



ALL DIMENSION IN mm



PETROCHEMICAL RESEARCH LAB.	
EQUIPMENT DWG. NAME	DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING CHULALONGKORN UNIVERSITY
FINAL PURIFIED	
DRAWN DESIGN CHECK APPD. DATE	
DWG No. -	