

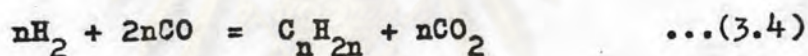
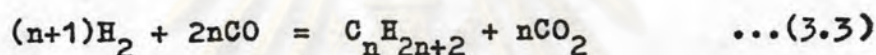
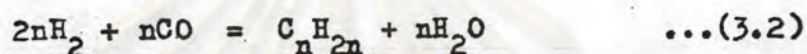
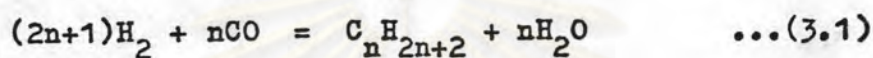


บทที่ 3

การสังเคราะห์แอมไพสเซอร์-โพรป

เทอร์โมไดนามิกส์ (thermodynamics) ของปฏิกิริยาไฟสเซอร์-โพรป (16)

การสังเคราะห์แอมไพสเซอร์-โพรปสามารถถูกแทนที่ด้วยสมการต่อไปนี้ในการผลิตพาราฟินและโอลีฟิน



ปฏิกิริยาที่แสดงข้างบนนี้มีสองแบบ แบบแรกได้นำมาเป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง แบบที่สองได้ออกคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง สมการที่ 3.1 สามารถเปลี่ยนเป็นสมการที่ 3.3 และสมการที่ 3.2 สามารถเปลี่ยนเป็นสมการที่ 3.4 ได้ด้วยการเติมสมการวอเตอร์-แกสชิฟต์ (water-gas shift)



ในตารางที่ 3.1 ความร้อนของปฏิกิริยา ลอการิทึม (logarithms) ของค่าคงที่สมดุล (equilibrium constant) และค่าพลังงานเสรีที่สภาวะมาตรฐาน (standard state free energies) แสดงที่อุณหภูมิ 250 และ 350°ซ สำหรับผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการสังเคราะห์ โดยแยกเป็นสองแบบ คือแบบที่เกิดน้ำและแบบที่เกิดคาร์บอนไดออกไซด์ ค่าความแตกต่างของความร้อนของปฏิกิริยาของสองแบบดังกล่าวซึ่งเป็นประมาณ 9 กิโลแคลอรีต่อโมลต่ออะตอมของคาร์บอนของไฮโดรคาร์บอน มีค่าเท่ากับความร้อนของปฏิกิริยาวอเตอร์-แกสชิฟต์ ข้อมูลเหล่านี้ได้แสดงให้เห็นว่าการสังเคราะห์ไฮโดรคาร์บอนให้

ตารางที่ 3.1 แสดงข้อมูลทางเทอร์โมไดนามิกส์ที่เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาฟิสเซอร์-โทรป

	ΔH , kcal/g mole				ΔF° , kcal/g mole*				$\log_{10} k$			
	H ₂ O formed		CO ₂ formed		H ₂ O formed		CO ₂ formed		H ₂ O formed		CO ₂ formed	
	250°C	350°C	250°C	350°C	250°C	350°C	250°C	350°C	250°C	350°C	250°C	350°C
Methane.....	-51.47	-52.7	-60.93	-61.45	-22.3	-15.8	-26.2	-18.6	9.3	5.5	10.95	6.5
n-Hexane.....	-236.8	-239.35	-293.7	-294.7	-55.6	-19.1	-83.3	-40.5	23.2	6.7	34.8	14.2
1-Hexene.....	-206.0	-208.35	-262.75	-263.55	-41.9	-9.4	-69.7	-31.1	17.5	3.3	29.1	10.9
n-Eicosane (C ₂₀ H ₄₂).....	-762.0	-769.8	-951.6	-954.1	-154.5	-31.7	-254.0	-106.1	64.5	11.2	106.0	37.2
1-Eicosene (C ₂₀ H ₄₀).....	-731.5	-739.0	-920.8	-923.0	-142.6	-20.0	-236.0	-86.5	59.5	7.0	98.5	30.3

* ΔF° is standard-state free energy.

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ความร้อนอย่างมาก

ค่าคงที่สมมูลสามารถคำนวณจากค่าพลังงานเสรีที่สภาวะมาตรฐาน โดยคำนวณจากสมการ

$$-\Delta F = 2.303 RT \log_{10} k \quad \dots (3.6)$$

โดยที่ R = ค่าคงที่ของก๊าซ

T = อุณหภูมิสัมบูรณ์ (absolute temperature) มีหน่วยเป็นเคลวิน (kelvin)

k = ค่าคงที่สมมูล

$-\Delta F$ = พลังงานเสรีที่สภาวะมาตรฐาน

พลังงานเสรีที่สภาวะมาตรฐานจะมีค่าเป็นลบน้อยลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิ แต่ก็ยังคงเป็นลบมากจนถึงอุณหภูมิ 350°ซ ค่าคงที่สมมูลที่สูงใช้ว่าที่อุณหภูมิ 250-350°ซ เป็นช่วงของการปฏิบัติการที่ดี ที่อุณหภูมิ 380-420°ซ พลังงานเสรีที่สภาวะมาตรฐานสำหรับไฮโดรคาร์บอนหลายตัวเป็นศูนย์ ซึ่งชี้ให้เห็นขีดจำกัดของอุณหภูมิที่จะให้ค่าสมมูลที่ดี

พัฒนาการของเตาปฏิกรณ์เคมี (reactor development) (16)

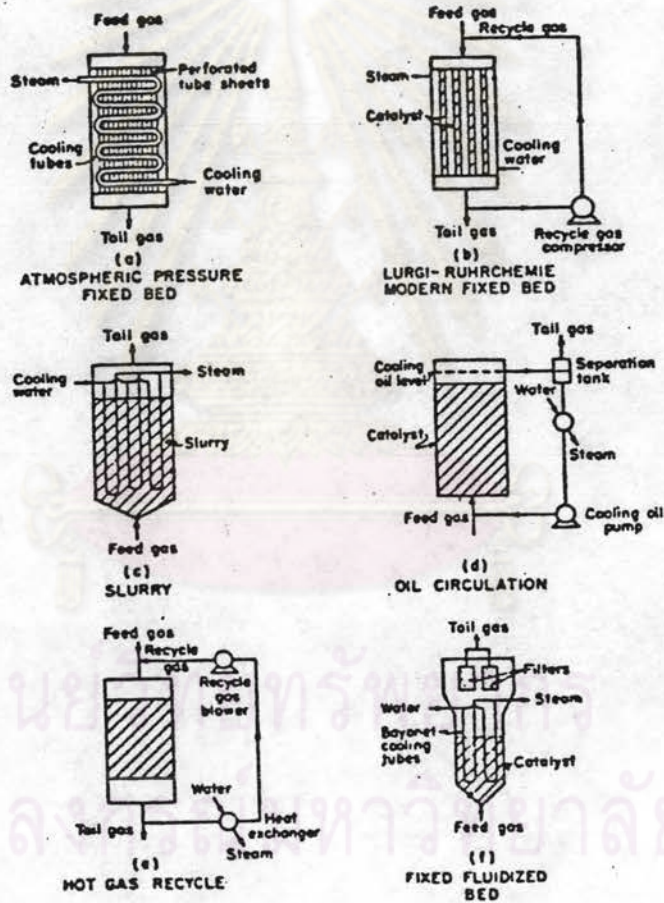
เตาปฏิกรณ์เคมีหลายชนิดถูกใช้ในการสังเคราะห์แบบฟิสเซอร์-โทรป ความแตกต่างที่สำคัญที่สุดระหว่างเตาปฏิกรณ์เคมีเหล่านี้ อยู่ที่วิธีที่จะกำจัดความร้อนที่เกิดขึ้นอย่างมากมาจากการปฏิกิริยา เตาปฏิกรณ์เคมีที่จะกล่าวถึงต่อไปนี้ถูกใช้ในโรงงานต้นแบบขนาดใหญ่ หรือผลิตเป็นการค้า

เตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟิสส์เบคของเบอร์มัน (ในช่วงต้น)

โรงงานในเชิงพาณิชย์แห่งแรกที่สร้างในประเทศเยอรมนีใช้เตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟิสส์เบคสำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาแบบกรานูลาร์ (granular) หรือแบบเอ็กสทรูด (extruded) เพียงที่จะทำให้มีพื้นที่สำหรับการถ่ายเทความร้อนมากเพียงพอ เตาปฏิกรณ์เคมีถูกออกแบบอย่างยุ่งยากและมีความจุต่ำ นอกจากนี้ยังมีแบบที่แตกต่างกันสำหรับการปฏิบัติการที่ความดันบรรยากาศและความดันปานกลาง (7-10 บรรยากาศ)

สำหรับการปฏิบัติการที่ความดันบรรยากาศ เตาปฏิกรณ์มีลักษณะเป็นกล่องเหล็กสี่เหลี่ยม

รูปที่ 3.1 แสดงชนิดของเตาปฏิกรณ์เคมี



เป็นน้ำ โขยมีแผ่นเหล็กในแนวตั้งที่มีความหนาน้อยกว่า 0.1 นิ้ว และช่องว่างห่างกันมากกว่า 0.25 นิ้ว เล็กน้อย ทิวเรียงปฏิกริยาอยู่ระหว่างแผ่นเหล็ก ท่อในแนวราบที่เจาะผ่านแผ่นเหล็ก และมีน้ำเย็นไหลวนเวียนมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 1.34 นิ้ว จุดศูนย์กลางห่างกัน 3.2 นิ้ว (กรุปที่ 3.1.a) ใช้น้ำประมาณ 5 ปอนด์ถูกผลิตไค่ท่อปอนด์ของน้ำมันที่ผลิตไค่ เตาปฏิกริยาเคมีขนาดยาว 15 ฟุต สูง 8 ฟุต ลึก 6 ฟุต ผลิตน้ำมันไค่เพียงประมาณ 15-20 บาเรลต่อวัน โรงงานในประเทศเยอรมนีส่วนใหญ่ใช้เตาปฏิกริยาเคมีจำนวน 60 ตัวหรือมากกว่า โขยใช้การปฏิบัติการแบบสองขั้นตอน (two-stage operation)

สำหรับการปฏิบัติการที่ความดันปานกลาง เตาปฏิกริยาเคมีถูกสร้างแบบเดียวกับหม้อน้ำ (boiler) ทิวเรียงปฏิกริยาอยู่ในส่วนที่เป็นวงแหวน และน้ำเย็นไหลวนเวียนในท่อชั้นใน และข้างนอกของท่อชั้นนอก เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกของท่อชั้นในมีขนาด 0.95 นิ้ว และเส้นผ่าศูนย์กลางภายในของท่อชั้นนอกมีขนาด 1.73 นิ้ว จึงเป็นส่วนที่เป็นวงแหวนขนาด 0.39 นิ้ว ซึ่งเป็นขนาดที่ใหญ่ที่สุดที่ยังสามารถควบคุมอุณหภูมิไว้ได้ เตาปฏิกริยาเคมีที่มีขนาดยาว 15 ฟุต เส้นผ่าศูนย์กลาง 8 ฟุต และมีท่อประมาณ 2000 ท่อ ผลิตน้ำมันไค่ 15-20 บาเรลต่อวัน

เตาปฏิกริยาเคมีแบบสลอรี่ (slurry)

การสังเคราะห์โขยใช้ทิวเรียงปฏิกริยาที่ถูกทำให้เป็นสลอรี่ไค่ถูกทดลองในโรงงานต้นแบบขนาดใหญ่ สลอรี่ประกอบด้วยอนุภาคของทิวเรียงปฏิกริยาที่ถูกคอบอย่างละเอียดและแขวนลอยในน้ำมันที่มีจุดเดือดสูง ซึ่งจะเป็นตัวช่วยถ่ายเทความร้อนของปฏิกริยา การควบคุมอุณหภูมิสามารถทำได้ยากที่เลิศสำหรับระบบนี้ อนุภาคของทิวเรียงปฏิกริยาอยู่ในสภาพแขวนลอย เนื่องจากการไหลของก๊าซสังเคราะห์ผ่านสลอรี่จากด้านล่าง (กรุปที่ 3.1.c) อาจมีการกวนหรือการทำให้เกิดการไหลเวียนของสลอรี่ด้วย

องค์กรเคอเบลแห่งไรน์พรอยเซน (Kolbel of Rheinpreussen) ในประเทศเยอรมนีได้พยายามอย่างมากในการพัฒนาเทคนิคของระบบแบบสลอรี่ โรงงานต้นแบบขนาดใหญ่ที่ปฏิบัติการโขยใช้ระบบแบบสลอรี่ที่มีขนาด 350 ลบ.ฟุต และมีเหล็กเป็นทิวเรียงปฏิกริยาประมาณ 90-100 กรัมต่อลิตร ก๊าซสังเคราะห์ที่มีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มาก ในอัตราส่วน $1H_2:1.5CO$ ถูกใช้ที่ความเร็วเชิงสเปซ (space velocity) 270 ชม.^{-1}

และจากขั้นตอนเดียวของปฏิกิริยา (single reaction stage) การแปลงรูป (conversion) เกิดขึ้นประมาณ 90% ที่ความดัน 12 บรรยากาศ และอุณหภูมิ 270°C ยีดส์ (yield) ของไฮโดรคาร์บอน $C_1 + C_2$ คือ 12 กรัมต่อลบ.เมตร ของก๊าซที่ทำปฏิกิริยา และยีดส์ของ C_3+ เป็น 166 กรัมต่อลบ.เมตร ของก๊าซที่ทำปฏิกิริยา

องค์กรเคอเบลได้แสดงให้เห็นว่ากระบวนการแบบนี้มีความยืดหยุ่นมาก ยีดส์ของไฮโดรคาร์บอนที่มีจุดเดือดต่ำและมีจุดเดือดสูงสามารถแปรเปลี่ยนโดยการที่เปลี่ยนแปลงวิธีพรีทรีท (pretreat) ของตัวเร่งปฏิกิริยา และสถานะของการปฏิบัติการ ยีดส์ที่ค่ามากของ C_1 และ C_2 อาจจะเป็นข้อได้เปรียบที่สำคัญของระบบแบบสเลอรี พื้นที่ที่จำเป็นสำหรับการถ่ายเทความร้อนมีประมาณ 30-50 ตร.ฟุตต่อ 1000 ลบ.ฟุตของก๊าซสังเคราะห์ที่เข้าเตาปฏิกรณ์เคมีต่อชั่วโมง

เตาปฏิกรณ์เคมีแบบน้ำมันไหลเวียน (oil circulation)

กระบวนการที่ใช้น้ำมันไหลเวียนมีลักษณะคล้ายกับระบบแบบสเลอรีที่ตัวเร่งปฏิกิริยาและอยู่ในน้ำมันที่มีจุดเดือดสูง ซึ่งช่วยระบายความร้อนของปฏิกิริยา และช่วยให้การควบคุมอุณหภูมิเป็นไปอย่างดี (รูปที่ 3.1.d) กระบวนการนี้ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดใหญ่กว่าแบบสเลอรี ซึ่งอาจจะเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็กแบบกรานูลาร์ หรือเหล็กตัน (massive iron) หรือเหล็กกล้าตัน (massive steel) เช่น เหล็กที่เป็นเม็ดหรือเหล็กที่ไต่จากการกลึง เบคอาจเป็นแบบพิคส์เบค หรือแบบขยายตัว (expanded) แบบหลังเบคถูกทำให้ขยายตัวมากขึ้นประมาณ 5-20 % ของความสูงของความสูงระลอกหนึ่ง โดยน้ำมันไหลจากด้านล่าง น้ำมันเป็นตัวพาความร้อนออกไปผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อยู่ข้างนอก แล้วไหลเวียนกลับมา

แรกเริ่มระบบนี้ถูกสร้างโดยองค์กรคาร์ทซมิด (Duftschmid) ในประเทศเยอรมนี ต่อมาได้มีการพัฒนาต่อไปอีกโดยกรมทรัพยากรธรณีของสหรัฐอเมริกา (U.S. Bureau of Mines) ซึ่งความร้อนที่ถูกนำออกไปอยู่ในรูปของความร้อนเซนซิเบิล (sensible heat) มากกว่าความร้อนของการกลายเป็นไอของน้ำมัน การแปลงรูปของก๊าซสังเคราะห์เป็นประมาณ 90% เมื่อความเร็วเชิงสเปซเป็น 600-900 ชม.⁻¹ อัตราส่วน $H_2:CO$ เป็น 0.7-1.3 : 1 ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์โดยปกติจะถูกกำจัดออกจากก๊าซที่ไหลเวียนกลับมา (re-

ซึ่งส่วนใหญ่สามารถตกกลับเป็นแก๊สโซลีนที่มีคุณภาพสูง โดยวิธีกลั่นที่ใช้กันทั่วไป ประมาณ 20-25 % ของก๊าซที่เข้าสามารถเปลี่ยนเป็นสสารพวกออกซิเจนเนทที่ละลายในน้ำและในน้ำมัน เช่น อัลกอฮอล์ อัลคิลไฮด์ และกรก ภัที่สภาวะของการปฏิบัติการหนึ่ง

เตาปฏิกรณ์เคมีแบบก๊าซร้อนไหลเวียน (hot-gas recycle)

การระบายความร้อนของปฏิกิริยาในรูปของความร้อนเซนซิเบิ้ลของก๊าซใหม่ที่เข้า และก๊าซที่ไหลเวียนถูกใช้ในระบกก๊าซร้อนไหลเวียน (รูปที่ 3.2. e) กระบวนการถูกออกแบบและสร้างโดยนายไมเคิล (Michael) ในประเทศเยอรมนี ปฏิบัติการโดยให้ก๊าซออกมามีอุณหภูมิสูงขึ้นจากธาเข้า 10°ซ และประมาณ 100 ปริมาตรของก๊าซออกถูกทำให้ไหลเวียนที่อุณหภูมิประมาณของก๊าซใหม่ เพื่อรักษาคอนเดนมิให้อยู่ในช่งนี้ ก๊าซไหลจากเตาปฏิกรณ์ไปยังเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจะถูกทำให้เย็นลงเล็กน้อยให้เท่ากับอุณหภูมิของก๊าซธาเข้าในเตาปฏิกรณ์ ส่วนหนึ่งของก๊าซธาออกในปริมาณที่เท่ากับกับก๊าซใหม่ที่เข้าถูกดึงออกมาเป็นผลิตภัณฑ์ เนื่องจากความจำเป็นที่จะให้ก๊าซธาเข้ามีปริมาณมาก (ความเร็วรูปเปอร์-ฟิเซียลประมาณ 2-10 ฟุตต่อวินาที) รูปร่างและขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาต้องถูกออกแบบเพื่อหลีกเลี่ยงความดันตกที่มากเกินไป และค่าใช้จ่ายที่สูง สำหรับการทำให้ก๊าซไหลหมุนเวียน

ระบบนี้มักปฏิบัติการที่อุณหภูมิสูงกว่า 300°ซ เพื่อให้ได้ยี่ลค์มากสำหรับของเหลวที่มีจุดเดือดต่ำในช่วงของแก๊สโซลีน ความดันที่ไซคือ 20-30 บรรยากาศ เป็นสิ่งจำเป็นที่จะต้องให้ก๊าซที่ผ่านเบคของตัวเร่งปฏิกิริยามีการกระจายอย่างสม่ำเสมอ เพื่อป้องกันการเกิดความร้อนเฉพาะที่มากเกินไป ซึ่งจะก่อให้เกิดคาร์บอนจับบนตัวเร่งปฏิกิริยา ไมเคิลได้กำหนดว่าการไหลของก๊าซต้องเป็นเส้น (streamline) เพราะหากเกิดความร้อนไม่สม่ำเสมอ ความเร็วของก๊าซจะไม่สม่ำเสมอ โดยมีการไหลที่มากเกินไปในบางส่วนของเบค และไม่มี การไหลในบางส่วน ระบบนี้ถูกทดลองในโรงงานต้นแบบขนาดใหญ่ เตาปฏิกรณ์เคมีมีตัวเร่งปฏิกิริยาบรรจุอยู่ 140 ลบ.ฟุต โดยให้ความลึกของเบคน้อยกว่า 3 ฟุต เพื่อให้ความดันตกไม่มากเกินไป

เนื่องจากสภาวะของการปฏิบัติการ ของระบบแบบก๊าซร้อนไหลเวียนเกือบเหมือนกับระบบแบบฟลูอิดไรเซเบค ผลิตภัณฑ์จึงคล้ายกัน ยี่ลค์ของ C_3+ เป็น 140-150 กรัมต่อลบ.เมตรของก๊าซที่แปลงรูปไปสำหรับการปฏิบัติการสองขั้นตอน โดยมีการแปลงรูปของก๊าซ 92%

cycle gas) ก๊าซเร่งปฏิกิริยามีอายุประมาณ 4-6 เดือน บิลต์ของ $C_1 + C_2$ เป็น 25-40 กรัมต่อลบ.เมตรของก๊าซซึ่งเคราะห์ที่แปลงรูปไป และบิลต์ของ C_{3+} อยู่ในช่วงระหว่าง 135-170 กรัม บิลต์ของแก๊สโซลีนและผลิตภัณฑ์ทั้งหมดสามารถปรับโดยการเปลี่ยนปริมาณต่างในก๊าซเร่งปฏิกิริยาและสภาวะของการปฏิบัติการ

เตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิดไรซ์เบด (fluidized bed)

การสังเคราะห์ในฟลูอิดไรซ์เบดในลักษณะที่คล้ายกันที่ใช้ในการแตก (crack) ไฮโดรคาร์บอน ได้ถูกพัฒนาโดยบริษัทอเมริกันเป็นส่วนใหญ่ โดยการจำกัดความเร็วของก๊าซเป็นประมาณ 1 ฟุตต่อวินาที เบดของก๊าซเร่งปฏิกิริยาจะเป็นแบบฟิกส์ฟลูอิดไรซ์เบด (fixed fluidized bed) (รูปที่ 3.1.f) สำหรับฟลูอิดไรซ์เบดแบบเจือจาง (dilute fluidized bed) ถูกพัฒนาโดยบริษัทเคมิลกับลิวเคลจ็อก (M.W. Kellogg Company) ซึ่งใช้ความเร็วของก๊าซเป็น 5-10 ฟุตต่อวินาที ก๊าซเร่งปฏิกิริยาถูกทำให้หมุนเวียนผ่านเตาปฏิกรณ์เคมี แยกจากก๊าซตัวไฮโดรเจน แล้วกลับมาที่ส่วนท้ายของเตาปฏิกรณ์เคมีเพื่อให้ก๊าซพาเข้าไปในเตาปฏิกรณ์เคมีอีก กระบวนการแบบฟิกส์ฟลูอิดไรซ์เบดถูกใช้โดยบริษัทไฮดัลโกเคมีคัล (Hidalgo Chemical Company) ที่เมืองบราวน์วิลล์ (Brownsville) รัฐเท็กซัส (Texas) และกระบวนการแบบ ฟลู อิดไรซ์เบดแบบเจือจางถูกใช้โดยโรงงานชาซอล ในประเทศอาฟริกาใต้ ข้อดีของเทคนิคแบบฟลูอิดไรซ์เบดคือสามารถใช้ก๊าซพาเข้าไ้มาก ผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนไ้มาก และสามารถใช้ก๊าซเร่งปฏิกิริยาราคาถูก เช่นสนิมเหล็ก

ได้มีการทดลองในโรงงานต้นแบบที่ใช้ฟิกส์ฟลูอิดไรซ์เบดมากพอสมควรระหว่างปี ค.ศ. 1945 ถึง 1952 โดยใช้เหล็กเป็นก๊าซเร่งปฏิกิริยา เตาปฏิกรณ์เคมีมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางประมาณ 2-8 นิ้ว และสูง 10-20 ฟุต การควบคุมอุณหภูมิทำได้โดยการถ่ายเทความร้อนผ่านฟลูอิดไรซ์เบดไปยังท่อผลิตไอน้ำที่แทงเข้ามาในเตาปฏิกรณ์เคมี ก๊าซเร่งปฏิกิริยาที่ใช้กับเตาปฏิกรณ์เคมีมีขนาดเล็กลงกว่า 100 เมช (mesh) ปฏิบัติการที่อุณหภูมิ 300-325°C และความดัน 300-450 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว ก๊าซพาเข้าที่มีไฮโดรเจนมาก ($1.5-2.5 H_2 : 1 CO$), และการไหลเวียนกลับมาของก๊าซพาออกช่วยรักษาระดับความดันย่อยที่สูงของไฮโดรเจน เพื่อให้เกิดคาร์บอนอิสระในปริมาณน้อยที่สุด การปฏิบัติการในหน่วยที่ใหญ่มีความยุ่งยากและต้องการการพัฒนาในขั้นต่อไป

บิลต์ของ C_{3+} เป็นประมาณ 140-150 กรัมต่อลบ.เมตรของก๊าซที่แปลงรูปไป

เตาปฏิกรณ์เคมีแบบพิสต์เบคของรูเคมี (Ruhrchemie) แบบใหม่

การพัฒนาาร่วมกันของรูเคมีและเลอเกิ (Lurgi) ไคยังผลให้เกิดการสร้างเตาปฏิกรณ์แบบพิสต์เบคที่ทันสมัย โดยมีความจุถึงยี่สิบเท่าของพิสต์เบคแบบเดิม (รูปที่ 3.1.b) เตาปฏิกรณ์เคมีประกอบด้วยกลุ่มท่อที่มีน้ำหล่ออยู่ข้างนอก และมีตัวเร่งปฏิกิริยาอยู่ภายในท่อ การพัฒนาที่สำคัญของเตาปฏิกรณ์เคมีแบบนี้ก็คือท่อมีขนาดใหญ่อขึ้น และสามารถให้ก๊าซเข้าในปริมาณที่มากขึ้น โดยไม่เกิดข้อเสียจากการเกิดความร้อนมากเกินไป การควบคุมอุณหภูมิสามารถพัฒนาขึ้นได้ระดับหนึ่ง โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาขนาดใหญ่ขึ้น และโดยการให้ก๊าซออกไหลเวียนในปริมาณอย่างน้อยสามเท่าของก๊าซเข้า เนื่องจากความเร็วเชิงเส้นของก๊าซสูงขึ้นจึงได้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่สูงขึ้น ระบบนี้ให้การแปลงรูป 60-70% ของก๊าซสังเคราะห์ในชั้นตอนเดียวของการปฏิบัติการ

ขอเปรียบเทียบลักษณะเฉพาะของการควบคุมอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เคมีแบบต่างๆ

วิธีระบายความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาหลายวิธีถูกใช้ในเตาปฏิกรณ์เคมีแบบต่างๆ การระบายความร้อนอาจแบ่งออกเป็นสองแบบใหญ่ๆ คือแบบโคยตรง และแบบโคยทางอ้อม การระบายความร้อนโคยตรงเป็นการที่ผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาสัมผัสกับตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อน (cooling medium) โคยตรง เช่นในระบบที่ทำให้ก๊าซเย็นหรือทำให้มันเย็น ส่วนการระบายความร้อนโคยทางอ้อมเป็นการที่ความร้อนต้องถูกส่งผ่านจากเบคไปยังผิวแลกเปลี่ยนความร้อน เช่นในระบบแบบพิสต์เบค และฟลูอิโดเบค อย่างไรก็ตาม การแบ่งวิธีระบายความร้อนแบบนี้ก็จะง่ายเกินไป เพราะในกรณีของพิสต์เบคและฟลูอิโดเบคก็มีการระบายความร้อนโคยตรงเหมือนกัน

ตารางที่ 3.2 แสดงขอเปรียบเทียบระหว่างการระบายความร้อนของเตาปฏิกรณ์เคมีแบบต่างๆ มีการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน และความแตกต่างเฉลี่ยของอุณหภูมิระหว่างตัวเร่งปฏิกิริยาและตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อนหรือผิวแลกเปลี่ยนความร้อน โหลดความร้อน (heat load) ก็อยู่บนพื้นฐานของก๊าซที่ไหลเข้าตามแบบของการปฏิบัติการของเตาปฏิกรณ์เคมีแต่ละแบบ ตัวอย่างเช่นเตาปฏิกรณ์เคมีแบบพิสต์เบคแบบเดิมใช้ความเร็วเชิงสเปกประมาณ 100 ชม^{-1} ขณะที่ความเร็วเชิงสเปกของเตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิโดเบคและแบบก๊าซร้อนไหลเวียนเป็น 100 ชม^{-1} การแปลงรูปถูกสมมุติให้มีค่าเท่ากับ 90% เท่ากัน

ตารางที่ 3.2 แสดงลักษณะเฉพาะของการส่งผ่านความร้อนของเตาปฏิกรณ์เคมี

Type of reactor	Hourly space velocity	Gas recycle ratio, recycle gas: fresh gas	Type of heat transfer	Estimated over-all heat transfer coefficient, Btu/(hr)(sq ft)(°F)	Calculated avg catalyst temperature gradient, °F
Fixed bed, catalyst in 0.5-in.-diam. tube.....	100	1:1	Indirect, conduction through bed to cooling surface	6	13.5
Modern fixed bed, catalyst in larger tube.....	300	3:1	Direct by convection and indirect as above	30	27
Direct oil-cooled, either oil circulation or slurry.....	600	1-2:1	Direct, convection through oil film	40	1.7
Hot-gas recycle.....	1,000	40-100:1	Direct, convection through gas film	50	4.8
Fluidized bed.....	1,000	2:1	Mainly indirect, transfer through bed to cooling surface	100	105†

* Heat load based on 90 per cent conversion in all cases.

† Based on use of 6.02 sq ft of cooling surface per cubic foot of catalyst; this is the ratio of wall surface to volume in an 8-in.-diameter pipe with no internal coolers. Adequate temperature control is accomplished in a fluidized-bed pilot plant with this size of reactor.

หมก โดยความร้อนที่เกิดขึ้นเท่ากับ 70 บีทียู/กิโลลบ.ฟุตของก๊าซที่แปลงรูปไป

สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนทั้งหมด (over-all heat-transfer coefficient) ของระบบแบบฟลักส์เบคและระบบแบบก๊าซร้อนไหลเวียนถูกคำนวณโดยใช้ความสัมพันธ์ (correlation) ของการถ่ายเทความร้อนผ่านแพคเบค (packed bed) ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่สูงคือ 50 บีทียู/(ชม.) (ลบ.ฟุต) (ฟ) ซึ่งได้จากระบบก๊าซร้อนไหลเวียน เพราะก๊าซมีความเร็วสูง ปริมาณของปฏิกิริยาถูกสมมุติให้สม่ำเสมอทั่วทั้งเบค หากปฏิกิริยาเกิดขึ้นไม่สม่ำเสมอและการแปลงรูปเกิดขึ้นอย่างมากในพื้นที่จำกัด (เช่นมักเกิดที่ทางเข้าของเตาปฏิกรณ์เคมี) ความแตกต่างของอุณหภูมิจะมีความมาก

ความแตกต่างของอุณหภูมิที่มีค่ามากสำหรับระบบที่มีการระบายความร้อนโดยตรงขึ้นอยู่กับความจริงที่ว่าพื้นที่ผิวที่มากของตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นพื้นที่ที่ตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อนสัมผัสกับตัวเร่งปฏิกิริยา ในกรณีของการระบายความร้อนโดยทางอ้อม สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนขึ้นอยู่กับพื้นที่ของผิวแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งน้อยมาก ดังนั้นความแตกต่างของอุณหภูมิที่คำนวณไ้จึงมีความมาก หากความแตกต่างของอุณหภูมิมิมีค่าน้อยยอมทำให้การควบคุมอุณหภูมิที่ขึ้นและไม่เกิดความร้อนมากเกินไป (overheat)

ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์ (cobalt catalysts)

ในหมู่ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้สำหรับการสังเคราะห์แบบฟิสเชอร์-โทรปซึ่งได้แก่มิเกลโคบอลท์ เหล็ก และรูทีเนียม (ruthenium) ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์มีความว่องไวมากที่สุด ตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็กมีราคาถูกที่สุด ตัวเร่งปฏิกิริยานิเกิลมักใช้ในการผลิตก๊าซมีเทน และตัวเร่งปฏิกิริยารูทีเนียมใช้ผลิตซีบีซี (19)

ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์บนคีเซลกูร์ (cobalt on kieselguhr catalysts) ได้ถูกศึกษาอย่างกว้างขวางในท่าน้ำพอง (support) โปรโมเตอร์ (promoter) แบบที่เป็นโลหะและแบบที่เป็นออกไซด์ (17) รวมทั้งผลของความดันของก๊าซสังเคราะห์ที่มีต่อปฏิกิริยา ตารางที่ 3.3 แสดงข้อมูลต่างๆสำหรับก๊าซสังเคราะห์ที่มีอัตราส่วน $2H_2:1CO$ ปฏิบัติการที่ความดัน 1 บรรยากาศ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์หลายชนิด ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ถูกโปรโมท (promoted) ด้วยทอเรีย (thoria) ถือว่าตัวเร่งปฏิกิริยาที่ไม่มีทอเรียก็แสดงในข้อมูลเปรียบเทียบตัวเร่งปฏิกิริยาทั้งสองตัวที่ได้จากการตกตะกอนโดยใช้สารละลาย

ตารางที่ 3.3 แสดงผลของส่วนผสมและแบบของการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา
โคบอลต์ (1ลิตร/กรัมของโคบอลต์/ชม.)

Composition			Precipitant	Temp, °C	C _S ⁺ , cm ³ /m ³
CO	ThO ₂	Kg			
100	18	100	(NH ₄) ₂ CO ₃	200	121
100	18	100	Na ₂ CO ₃	210	61.5
100	18	100	K ₂ CO ₃	195	142
100	—	100	K ₂ CO ₃	210	47.5

ตารางที่ 3.4 แสดงผลของการใช้ขอเรียกตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์-
คีเซลกูร์ , โคบอลต์ คีเซลกูร์ 100 100
1 ลิตรของ 2H₂+1CO /ชม./กรัมของโคบอลต์ที่
1 บรรยากาศ

Thoria per 100CO by wt	Temp, °C	C _S ⁺ , cm ³ /m ³
0	210	47.5
12	185	102.5
18	185	115.5
24	185	17
48	185	0

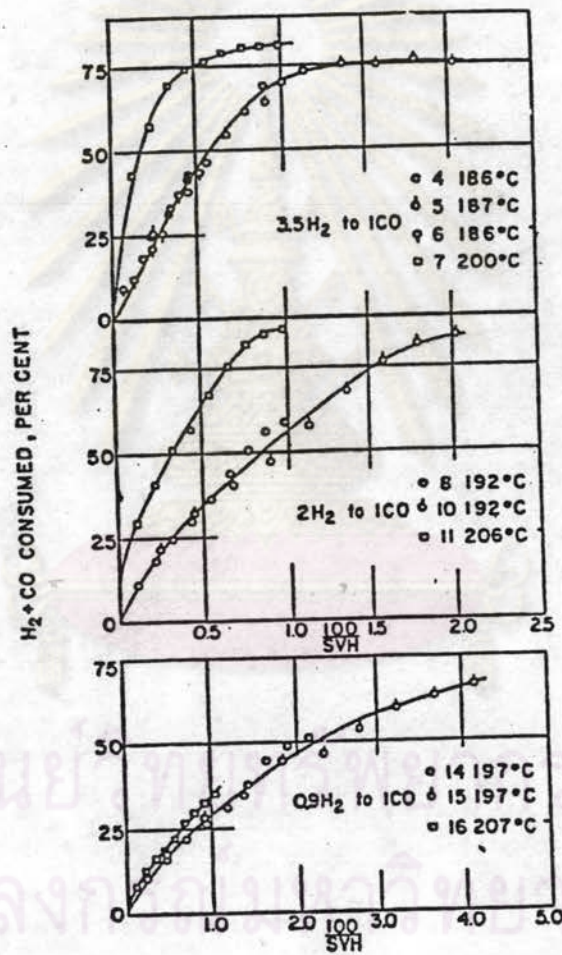
ฉายไปแกสเชื่อมคาร์บอนเนต ซ่อมลยังก็แสดงว่าเบสที่โซมีผลอย่างมากต่ออัตราการคาร์บอน ถ้าใช้ไปแกสเชื่อมคาร์บอนเนตเป็นตัวทำให้เกิดตะกอน จะโคตัวเร่งปฏิกิริยาที่หาค่ามีผลมากกว่ามากเมื่อเทียบกับที่โซโซเทียมคาร์บอนเนต แอมโมเนียมคาร์บอนเนตให้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ว่องไวกว่ามากเมื่อเทียบกับโซโซเทียมคาร์บอนเนต นอกจากนี้ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่พอร์มโดยการใช้ไฮดรอกไซด์ของโซโซเทียมหรือไปแกสเชื่อมจะไม่ว่องไว

ผลของความเข้มข้นที่ต่างๆกันหลายอันของขอเรียในตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์-คีเซลเจอร์แสดงในตารางที่ 3.4 ซ่อมลก็แสดงว่าอัตราส่วนของขอเรียที่คงการเพื่อทำให้ปริมาณของ C_5+ สูงที่สุดมีค่าเท่ากับ 18 ส่วนของขอเรียต่อ 100 ส่วนของโคบอลท์ ความเข้มข้นที่มากกว่านี้ของขอเรียทำให้ปริมาณของ C_5+ ลดลงอย่างรวดเร็วจนต่ำกว่าตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นโคบอลท์ล้วนๆบนคีเซลเจอร์ การเปรียบเทียบซ่อมลเหล่านี้สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์กับซ่อมลของตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล-คีเซลเจอร์-ขอเรีย ก็แสดงว่าตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์บริสุทธิ์ว่องไวกว่าตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบริสุทธิ์มาก และว่องไวเกือบเท่าตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลที่มีขอเรียเป็นโปรโมเตอร์

โปรโมเตอร์ชนิดอื่นนอกจากขอเรีย ได้แก่แมงกานีส แมกนีเซียม ทองแดง สังกะสี และอลูมิเนียมโคถูกทดสอบภายใต้สภาวะอย่างเดียวกัน โปรโมเตอร์อย่างเียวที่เพิ่มยี่ลค์ของ C_5+ คือแมงกานีส ตัวเร่งปฏิกิริยาที่โปรโมทด้วยแมกนีเซียมและสังกะสีโคบอลท์ C_5+ ประมาณ 40-50 ลบ.ซม./ลบ.เมตรของก๊าซสังเคราะห์ที่แปลงรูป ซึ่งใกล้เคียงกับตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นโคบอลท์บริสุทธิ์กับคีเซลเจอร์ (47.5 ลบ.ซม./ลบ.เมตร ของก๊าซสังเคราะห์ที่แปลงรูป) ทองแดงและอลูมิเนียมทำให้ยี่ลค์ลดลง ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีแมงกานีสเป็นโปรโมเตอร์ถึงแม้จะเพิ่มยี่ลค์ แต่ยี่ลค์ก็ตกเร็วกว่าตัวเร่งปฏิกิริยาที่โปรโมทด้วยขอเรีย โขยให้ยี่ลค์สูงสุดเพียง 68.5 ลบ.ซม./ลบ.เมตร ของก๊าซสังเคราะห์ที่แปลงรูป

อัตราเร็วของการสังเคราะห์ของตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลท์-ขอเรีย-คีเซลเจอร์ (100-18-100) ได้ถูกศึกษาโดยแอนเดอร์สัน (Anderson) และเพื่อนร่วมงาน (2) โดยใช้เตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟิสส์เบค ที่ความดันบรรยากาศ ความยาวของเบคของตัวเร่งปฏิกิริยาเป็น 90 ซม. และทุกๆ 10 ซม. มีที่เก็บตัวอย่างของก๊าซเพื่อนำมาวิเคราะห์ ผลของการสังเคราะห์สามารถสรุปได้ดังรูปที่ 3.2 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างก๊าซสังเคราะห์ที่ถูกใช้ไปกับ 100/SVH SVH คือความเร็วเชิงสเปซที่มีหน่วยเป็น cm^{-1} SVH ที่ปากทางเข้า

รูปที่ 3.2 แสดงผลการทดลองของแอนเคอร์สัน



ของเบกจะสูง และลดลงตามความยาวของเบก เพราะก๊าซสังเคราะห์ที่มีปริมาณน้อยลง และ
น้อยที่สุดที่ทางออกของเบก จากรูปเห็นได้ว่าการแปลงรูปสูงสุดของก๊าซ $2H_2+1CO$ มีค่า
มากกว่าการแปลงรูปสูงสุดของก๊าซ $3.5H_2+1CO$ เล็กน้อย แต่ค่าความชันของเส้นโค้ง
(curve) ของก๊าซ $3.5H_2+1CO$ สูงกว่าของก๊าซ $2H_2+1CO$ และก๊าซ $3.5H_2+1CO$
จะถึงค่าการแปลงรูปสูงสุดก่อนก๊าซ $2H_2+1CO$ สำหรับก๊าซ $0.9H_2+1CO$ ใหมผลการสัง-
เคราะห์ที่น้อยที่สุด

ที่ความดันบรรยากาศ ก๊าซสังเคราะห์ที่มีอัตราส่วน $H_2:CO=2:1$ หรือมากกว่า
ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์จะมีความว่องไวเป็นเวลา 10 วัน หรือมากกว่า แต่ถ้าก๊าซสัง-
เคราะห์ที่มีอัตราส่วน $H_2:CO=1:1$ ความว่องไวจะลดลงอย่างรวดเร็ว (19) อย่างไรก็ตาม
ในช่วงความดันปานกลาง ความว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยาจะคงที่เป็นเวลาหลายเดือนสำหรับ
ก๊าซสังเคราะห์ในทุ้อัตราส่วน

ซีลิกแมน (Seligman) (19) ได้ศึกษาอิทธิพลของอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อ
คาร์บอนมอนอกไซด์ ที่มีต่ออัตราเร็วของการสังเคราะห์ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์-
ซอร์เรีย-คีเซลกร์ โดยมีอุณหภูมิและอัตราการไหลคงที่ ปรากฏว่าปริมาณของไฮโดรเจนและ
คาร์บอนมอนอกไซด์ที่ตกทำปฏิกิริยาต่อหนึ่งชั่วโมงเป็น 23.6 24.6 และ 17.7 ซม. (ที่สภา-
วะมาตรฐาน) ต่อกรัมของตัวเร่งปฏิกิริยา สำหรับก๊าซ $3H_2:1CO$, $2H_2:1CO$ และ $1H_2:1CO$
ตามลำดับ การทดลองนี้ปฏิบัติการที่อุณหภูมิ $170^{\circ}C$ แสดงให้เห็นว่าก๊าซ $2H_2:1CO$ ให้การ-
แปลงรูปสูงสุด รองลงมาคือก๊าซ $3H_2:1CO$ ซึ่งให้การแปลงรูปที่น้อยกว่าเล็กน้อย และที่
น้อยที่สุดคืออย่างเห็นได้ชัดคือก๊าซ $1H_2:1CO$

ที่ความดันบรรยากาศ แอนเดอร์สัน (Anderson) และเพื่อนร่วมงาน (1) ได้
ทดลองเปลี่ยนความเร็วเชิงสเปซ และอุณหภูมิ โดยใช้ก๊าซ $2H_2:1CO$ และให้การแปลงรูป
คงที่ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์-ซอร์เรีย-แมกนีเซียมออกไซด์-คีเซลกร์
เขาพบว่าอัตราเร็วของปฏิกิริยาจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจนถึงอุณหภูมิ $200-210^{\circ}C$ แต่ที่
อุณหภูมิสูงกว่านี้อัตราเร็วจะเพิ่มขึ้นน้อย ยึดของไฮโดรคาร์บอนที่เป็นก๊าซจะมากที่อุณหภูมิสูง
กว่า $205^{\circ}C$ และเมื่อทำการสังเคราะห์ที่อุณหภูมินี้ พบว่าตัวเร่งปฏิกิริยาเสื่อมลง

ความดันมีผลต่ออัตราเร็วของการสังเคราะห์คือ ที่ความดันน้อยกว่าหนึ่งบรรยากาศ
อัตราเร็วของปฏิกิริยาจะขึ้นกับความดันรวม แต่ที่ความดันมากกว่าหนึ่งบรรยากาศ อัตราเร็ว

ของปฏิกิริยาไม่ขึ้นกับความเข้มข้นสำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์-คีเซดเจอร์ แต่จะลดลงเมื่อเพิ่มความเข้มข้นหากเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์แบบอื่น (19)

การกระจายของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนที่ความดันบรรยากาศและความดันปานกลาง (20) แสดงในรูปที่ 3.3 ยึดที่ของ C_1 สูง C_2 ต่ำลง และสูงที่สุดในช่วง C_4 ถึง C_8 แล้วลดลงเมื่อตัวเลขคาร์บอน (carbon number) สูงขึ้น การกระจายของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนที่ความดันบรรยากาศและความดันปานกลางมีลักษณะเหมือนกัน แต่ที่ความดันปานกลางน้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยจะสูงกว่า

ตัวเลขคาร์บอนที่สูงกว่า C_2 หรือ C_3 มักจะใกล้เคียงความสัมพันธ์

$$\phi_{n+1}/\phi_n = \alpha$$

เมื่อ ϕ_n เป็นจำนวนโมลของตัวเลขคาร์บอน n

ϕ_{n+1} เป็นจำนวนโมลของตัวเลขคาร์บอน $n+1$

α เป็นค่าคงที่มีค่าน้อยกว่าหนึ่ง

ดังนั้น โมลของตัวเลขคาร์บอน n อาจแสดงด้วย

$$\phi_n = \phi_x \alpha^{n-x}$$

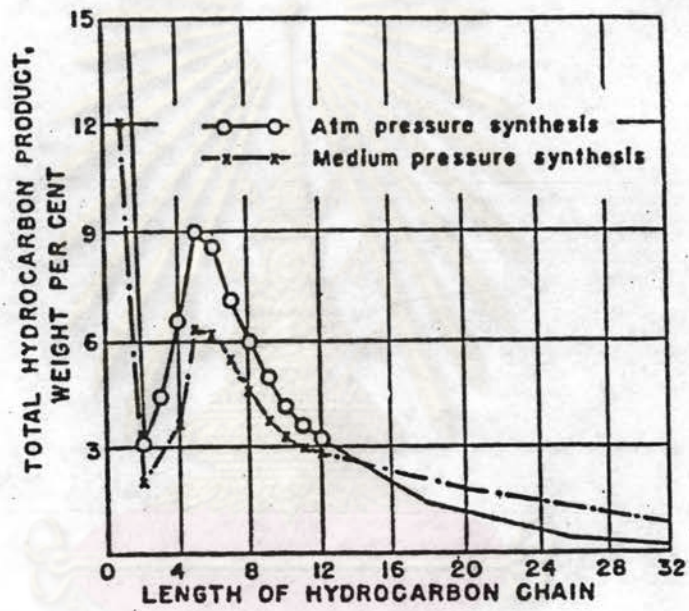
และเมื่อเขียนการพหุคูณ $\log \phi_n$ และ n จะได้เส้นตรง

รูปที่ 3.4 แสดงข้อมูลประมาณไว้ว่าเป็นเส้นตรงสำหรับการทดลองที่ความดันบรรยากาศและความดันปานกลาง และใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบกรานูลาร์ที่อุณหภูมิที่ต่างกันโดยทั่วไป ค่าของ α เป็นประมาณ 0.75 (20)

ความสัมพันธ์ของการกระจายของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนทั้งกล่าวข้างต้น สามารถอธิบายได้โดยหลักการการกระจายของซูลซ์-ฟลอรี (Schulz-Flory distribution) ซึ่งได้แสดงไว้ในภาคผนวก ข

การกระจายของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนเมื่อเปลี่ยนอัตราการไหลของก๊าซสังเคราะห์รวมทั้งอุณหภูมิที่ทดลอง (1) แสดงไว้ในรูปที่ 3.5 เห็นได้ว่าที่อุณหภูมิที่จะเกิดขึ้น

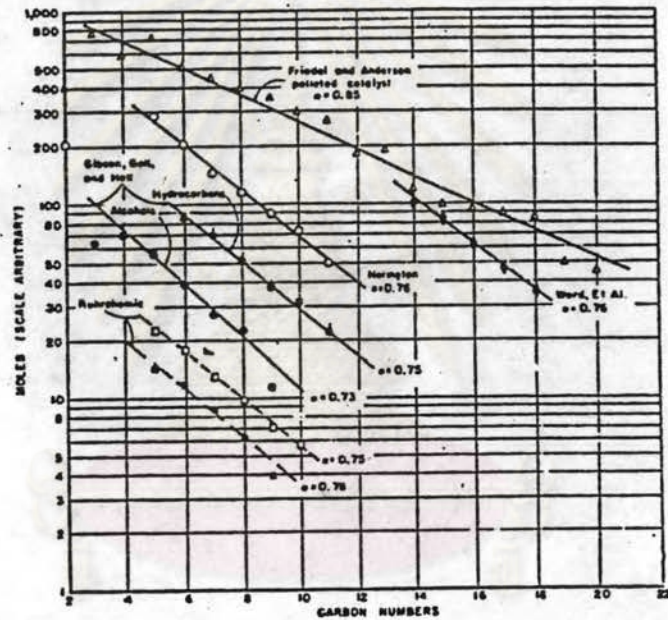
รูปที่ 3.3 แสดงการกระจายของไฮโดรคาร์บอนที่ได้จากการสังเคราะห์
ด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

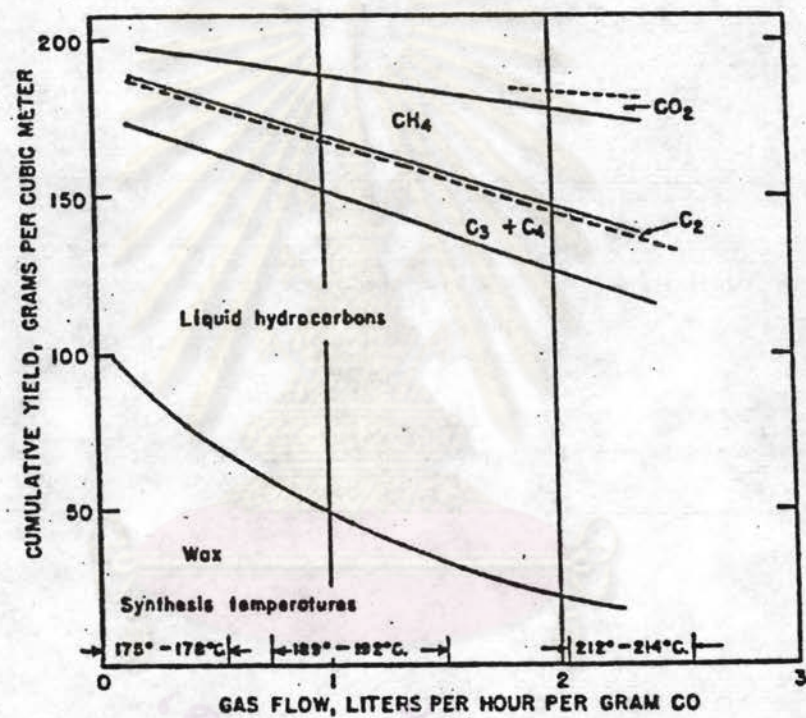


รูปที่ 3.4 แสดงการกระจายของตัวเลขคาร์บอนของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอน จากตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รูปที่ 3.5 แสดงขีลคทวิทของทวเรงปฏิกรรยาโคมอลท์-ทอเรีย-ทีเซลกร์ กบ
 อัทรการไหลของกาส $2H_2+1CO$ ความท้น 10 นรรยาการศ
 ในเทาปฏิกรรณเคมีแบบสองท้นทอน



ศูนย์วิจัยทรัพยากร
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

มาก และน้อยลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เมื่อเปรียบเทียบการกระจายของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนที่อัตราการไหลประมาณ 0.75 และ 1.50 ลิตรต่อชั่วโมงต่อกรัมของโคบอลต์ซึ่งอยู่ในช่วงอุณหภูมิ 189-192°ซ พบว่าจุดแรกมีการกระจายของผลิตภัณฑ์ทั้งนี้คือ ซีบีงประมาณ 31% ไฮโดรคาร์บอนเหลว 52% C_1-C_4 17% จุดที่สองเป็นทั้งนี้คือ ซีบีงประมาณ 19% ไฮโดรคาร์บอนเหลว 57% C_1-C_4 24% นั่นคือเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของก๊าซ (เพิ่มความเร็วเชิงสเปซ) จะให้น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของผลิตภัณฑ์น้อยลง

ผลของความต้านต่อการกระจายของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการสังเคราะห์แสดงในตารางที่ 3.5 ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์-ซอเวีย-คีเซลกูร์ ซึ่งพบแล้วว่าสามารถให้ผลิตภัณฑ์ C_5+ โคคที่สุก (19) ขณะที่ความต้านเพิ่มขึ้นจากหนึ่งบรรยากาศ ยิลด์ของไฮโดรคาร์บอนจะเพิ่มในช่วงแรก หลังจากนั้น (ประมาณ 15 บรรยากาศ) จะลดลง ยิลด์ของไฮโดรคาร์บอน (สทมนที่ 2 บวกลสทมนที่ 6) เพิ่มขึ้นจาก 155 กรัมต่อลบ.ม. ที่ความต้านบรรยากาศ เป็น 181 กรัมต่อลบ.ม. ที่ความต้าน 2.5 บรรยากาศ และ 183 กรัมต่อลบ.ม. ที่ความต้าน 6 บรรยากาศ แล้วลดลงเมื่อความต้านเพิ่มขึ้น การลดลงของยิลด์ของไฮโดรคาร์บอนเมื่อความต้านมากกว่า 16 บรรยากาศ อาจเกิดจากการสีกกร้อนของผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาที่ว่างไว้ โดยเกิดเป็นคาร์บอนนิล (carbonyl) และโดยการคกขบ(adsorption)อย่างแรงของสารประกอบอินทรีย์ออกซิเจนเนตซึ่งถูกผลิตขึ้นในปริมาณมากที่ความดันสูง นอกจากนี้ ตารางที่ 3.5 ยังได้แสดงว่าที่ความดันปานกลางจะได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นซีบีงมาก และผลิตภัณฑ์ที่เป็นแกสโซลีนน้อย

ผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารประกอบออกซิเจนเนตที่เกิดจากตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ ส่วนใหญ่จะเป็นน้ำ (19) ที่ความดันบรรยากาศไฮโดรคาร์บอนที่เป็นออกซิเจนเนตจะเกิดขึ้นเพียงเล็กน้อย และจะมากขึ้นที่ความดันปานกลาง อัลคอกซอลเป็นสารประกอบอินทรีย์ออกซิเจนเนตที่มากที่สุด สารประกอบอื่นมีในปริมาณน้อย ก๊าซสังเคราะห์ที่มีอัตราส่วน $2H_2:1CO$ จะให้ปริมาณของอัลคอกซอลและโอดีฟีนน้อยกว่าก๊าซสังเคราะห์ที่มีอัตราส่วน $1H_2:1CO$ และปริมาณของอัลคอกซอลจะลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น

ตารางที่ 3.6 แสดงผลของอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนนอกไซด์ที่มีต่อผลิตภัณฑ์ ที่ได้เมื่อใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ (1) ความดันหนึ่งบรรยากาศ อุณหภูมิ 190-192°ซ ความเร็วเชิงสเปซเป็น 125 ชม.^{-1} ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีน้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ย

ตารางที่ 3.5 แสดงการกระจายของผลิตภัณฑ์เมื่อใช้ความดันต่างๆกัน
สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์

Pressure, atm	Yields, g per cu m of synthesis gas ($2H_2 + 1CO$)				
	Total Solid and Liquid Hydro- carbons	Paraf- fin Wax	Oil Boiling above 200°C	Gasoline Boiling below 200°C	Gaseous Hydro- carbons, C_1-C_4
1.0	117	10	38	69	38
2.5	131	15	43	73	50
6.0	150	60	51	39	33
16.0	145	70	36	39	33
51.0	138	54	37	47	21
151.0	104	27	34	43	31

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 3.6 แสดงถึงผลของอัตราส่วน H_2/CO ต่อผลิตภัณฑ์สังเคราะห์

ก๊าซสังเคราะห์	% น้ำหนักไฮโดรคาร์บอนที่กลั่นตัวที่อุณหภูมิ		
	35-200 °ซ	200-320 °ซ	>320 °ซ
1.2 H_2 :1CO	30.4	22.6	47.0
2.5 H_2 :1CO	51.0	37.0	12.0

ตารางที่ 3.7 แสดงถึงผลของอุณหภูมิของการสังเคราะห์ต่อผลิตภัณฑ์ที่ได้

อุณหภูมิ	% น้ำหนักไฮโดรคาร์บอนที่กลั่นตัวที่อุณหภูมิ		
	35-200 °ซ	200-320 °ซ	> 320 °ซ
185-191 °ซ	46.4	35.6	18.0
170 °ซ	29.5	33.2	37.3

สูงเมื่อใช้ก๊าซ $1.2H_2:1CO$ และน้อยลงเมื่อใช้ก๊าซ $2.5H_2:1CO$

ผลของอุณหภูมิของการสังเคราะห์ต่อการกระจายของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอน (1) แสดงในตารางที่ 3.7 ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์-แมกนีเซียม-คีเซลกูร์ เมื่ออุณหภูมิสูงไฮโดรคาร์บอนหนักจะเกิดน้อยลง และได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นก๊าซมากขึ้น การทดลองนี้ใช้ก๊าซ $2.5H_2:1CO$ ที่ความดันหนึ่งบรรยากาศ ความเร็วเชิงสเปซเป็น 125 ชม.^{-1}

การสังเคราะห์แบบฟิสเชอร์-โทรปโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ในเตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิด-ไอซ์เบก

บริษัทเอ็มดับบลิวเคลล็อก (The M.W. Kellogg Company) ในประเทศสหรัฐอเมริกา ได้ทดลองสังเคราะห์น้ำมันโกลการไฮโดรจีเนตคาร์บอนเมอนอกไซค์ในเตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิดไอซ์เบก โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ (12), (13), (14) ตัวเร่งปฏิกิริยามีเบนโทไนท์ (bentonite) เป็นตัวพองแทนที่จะเป็นคีเซลกูร์ เพราะคีเซลกูร์ให้ช่วงของความเร็วของก๊าซแคบในการทำให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน และยังให้ความม่วงไวต่อปฏิกิริยาน้อยกว่าด้วย

การทดลองได้เน้นที่จะผลิตไฮโดรคาร์บอนเหลวที่อิ่มตัว ซึ่งทำได้โดยการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีซีเทนัมเบอร์ (cetane number) สูง จึงใช้เป็นน้ำมันดีเซลได้ (21) การทดลองนี้ยังเน้นที่จะผลิตให้ได้ซีบีงในปริมาณน้อยมากด้วย การผลิตเลี้ยงที่จะได้ผลิตภัณฑ์ซีบีงทำได้โดยการรักษาอุณหภูมิของการสังเคราะห์ไม่ให้ต่ำกว่า

350°F การควบคุมอุณหภูมิของการสังเคราะห์สามารถทำได้ในเตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิดไอซ์เบก ถึงแม้ว่าการสังเคราะห์แบบฟิสเชอร์-โทรปจะเกิดความร้อนจากปฏิกิริยาอย่างมากก็ตาม

เตาปฏิกรณ์เคมีที่ใช้มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 2 นิ้ว ยาว 153 นิ้ว สวมอยู่ในแจ็กเก็ต (jacket) ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 4 นิ้ว ใช้น้ำหรือควาเซอม (Dowtherm) ช่วยควบคุมอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เคมี

อัตราการไหลของก๊าซสังเคราะห์ที่ใช้ในการทดลองสูงเพียงพอที่จะทำให้เกิดสภาพฟลูอิดไอเซชัน และเพื่อรักษาอุณหภูมิให้สม่ำเสมอทั่วทั้งเบก โดยการทำให้เกิดความปั่นป่วนอย่างมาก อัตราการไหลของก๊าซสังเคราะห์จะมากจนกระทั่งส่วนหนึ่งของตัวเร่งปฏิกิริยาถูกพาออกไปจากเบก ดังนั้นจึงต้องมีการเติมตัวเร่งปฏิกิริยาเข้าไปในเบก เพื่อชดเชยส่วนที่

เสียไปทั่วทั้งเครื่องปฏิริยาใหม่หรือทั่วทั้งเครื่องปฏิริยาเดิมที่ถูกพาออกไป โดยการแยกทั่วทั้ง-
ปฏิริยาออกจากก๊าซซาออกแล้วส่งกลับเข้าไปในเบกอีกครึ่งหนึ่ง

ทั่วทั้งเครื่องปฏิริยาเตรียมโดยการใส่โคบอลต์ไนเตรท ($\text{Co}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) 10,000
กรัม และแมกนีเซียมไนเตรท ($\text{Mg}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) 1910 กรัม ละลายในน้ำบริสุทธิ์ 50
ลิตร โซเดียมคาร์บอเนต ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$) 6100 กรัม ละลายในน้ำบริสุทธิ์ 50 ลิตร
สารละลายทั้งสองถูกทำให้ร้อนจนถึงจุดเดือด แล้วเติมสารละลายไนเตรทลงไปในสารละลาย
คาร์บอเนตโดยกวนตลอดเวลา หลังจากที่ยังผสมตกกวนจนเข้ากันก็ ก็เติมซูเปอร์-
ฟิลทโรล (Super-Filtrol) ซึ่งเป็นชื่อทางการค้าของเบนโทไนท์ ปริมาณ 4000 กรัม
(ถูกทำให้แห้งก่อนแล้วที่อุณหภูมิ 900° ฟ เป็นเวลา 1.5 ชั่วโมง) ที่อุณหภูมิ 210° ฟ โดย
กวนอย่างรุนแรง หลังจากนั้นของผสมที่ได้ถูกกรองภายใต้ความดัน 30 psig เค้กที่ได้จาก
การกรอง (filter cake) ถูกล้างในเครื่องกรองด้วยน้ำบริสุทธิ์ 160 แกลลอนที่อุณหภูมิ
180° ฟ แล้วถูกทำให้แห้งข้ามคืนที่อุณหภูมิห้องโดยใช้พัดลมช่วย หลังจากนั้นจะถูกทำให้แห้ง
ที่อุณหภูมิ 210° ฟ จนมีความชื้นประมาณ 54% แล้วเอ็กซ์ทรักเป็นขนาด 3/8 นิ้ว ต่อจากนั้น
ถูกทำให้แห้งข้ามคืนที่อุณหภูมิ 210° ฟ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นประมาณ 16% ผลิตภัณฑ์
ที่ได้ถูกบดให้ละเอียดกว่า 6 เมช และหยาบกว่า 20 เมช แล้วถูกรีทิวส์ด้วยไฮโดรเจนใน
เตาอบ อุณหภูมิของทั่วทั้งปฏิริยาระหว่างการปฏิบัติการนี้เพิ่มจนถึงอุณหภูมิสุดท้ายคือ 700° ฟ
ซึ่งระหว่างนี้จะไม่เกิดน้ำอีกต่อไป ทั่วทั้งปฏิริยาที่ถูกรีทิวส์แล้วจะถูกบดภายใต้บรรยากาศ
ของคาร์บอนไดออกไซด์ จนได้ขนาดที่กองการดังนี้

ช่วงของขนาด (เมช)	% น้ำหนัก
40	0.0
40/60	45.2
60/80	22.8
80/100	6.7
100/120	4.8
120/140	4.3
140/200	5.7
200/จาน	10.5

ตัวเร่งปฏิกิริยานี้มีส่วนประกอบโคบอลต์ดังนี้

Co : 0.15MgO : 2.0 Super-Filtrol

การทดลองนี้ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา 9 ปอนด์ อุณหภูมิ 380-425° ฟ ความดันหนึ่งบรรยากาศถึง 50 psig อัตราส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์เป็น 2 ต่อ 1 ถึง 3 ต่อ 1 ความเร็วเชิงสเปซเป็น 330-875 ปริมาตรของก๊าซที่สภาวะมาตรฐานต่อปริมาตรของเบคของตัวเร่งปฏิกิริยาต่อชั่วโมง หลังจากการปฏิบัติการ 516 ชั่วโมง ตัวเร่งปฏิกิริยาถูกรีเจนเนอเรต (regenerate) ด้วยไฮโดรเจนที่อุณหภูมิ 700-850° ฟ เป็นเวลา 6 ชั่วโมง

ตารางที่ 3.8 และตารางที่ 3.9 แสดงสภาวะของการปฏิบัติการและผลการทดลอง ตัวอย่างโคบาลต์แยกชิ้น ในช่วงระยะเวลา 12 ชั่วโมง หลังจากปฏิบัติการไปแล้ว 147 ชั่วโมง ก๊าซที่ป้อนประกอบด้วย 65.5% ของไฮโดรเจน 29.7% ของคาร์บอนมอนอกไซด์ และ 4.8% ของสารที่ไม่ไวต่อปฏิกิริยา ก๊าซนี้มีอัตราการไหล 118.5 ลบ.ฟุตมาตรฐานต่อชั่วโมง ความดันที่เข้าออกเป็น 44 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว ความเร็วรูปเปอร์ฟิเชียนเข้าเป็น 0.62 ฟุตต่อวินาที ความสูงของเบค 8.6 ฟุต ความหนาแน่นของเบค 46 ปอนด์ต่อลบ.ฟุต ความเร็วเชิงสเปซเท่ากับ 685 ลบ.ฟุตมาตรฐานต่อชั่วโมงต่อลบ.ฟุตของตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งตรงกับ 2.54 อัตรามาตรฐานของก๊าซต่อชั่วโมงต่อกรัมของโคบอลต์ ระหว่างนี้อุณหภูมิเฉลี่ยในเตาปฏิกรณ์เคมีเป็น 402° ฟ คาร์บอนมอนอกไซด์ที่เข้าเตาปฏิกรณ์เคมีทำปฏิกิริยาไป 63.4% โคลที่ 5.1% เปลี่ยนเป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีน้ำหนักโมเลกุลน้อยกว่าโพรพิลีน (propylene) และ 57.9% เปลี่ยนเป็นไฮโดรคาร์บอนเหลวที่ประกอบด้วยไฮโดรคาร์บอนที่มีคาร์บอนตั้งแต่ 3 ตัวขึ้นไปต่อหนึ่งโมเลกุล ยึดของผลิตภัณฑ์อื่นหลังเท่ากับ 149 ลบ.ซม./ลบ.เมตรของก๊าซสังเคราะห์

บริษัทเอ็มทีแอลเคเคเคเคเคยังได้ทดลองใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาอีกหลายตัว โดยใช้เบนโทไนท์ (ซูเปอร์-ฟิลโทรล) เป็นตัวพอก และโครงสร้างตารางที่ 3.10 (12) อัตราส่วนของซูเปอร์-ฟิลโทรลต่อโคบอลต์ควรต่ำกว่า 5 เพราะถ้ามากกว่านี้ตัวเร่งปฏิกิริยาจะไม่มีร่องไว้ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ประกอบด้วยโคบอลต์ แมกนีเซียม อลูมินา และซูเปอร์-ฟิลโทรล ร่องไวมาก และบางกรณีร่องไวกว่าตัวเร่งปฏิกิริยาที่ประกอบด้วยโคบอลต์ แมกนีเซียม และซูเปอร์-ฟิลโทรล โคลทั่วไปตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์จะดีกว่าตัวเร่งปฏิกิริยานี้เกิดเสมอ

ตารางที่ 3.8 แสดงผลการทดลองที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์บนเบนโทไนท์
ในเตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิดไคซ์เบก

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
Hours on condition.....	22	12	18	24	24	24	36	18	6	6	12	8
Total operating hours.....	93	150	246	324	348	384	468	486	880	612	642	850
Operating conditions:												
Catalyst temperature, average, ° F.....	400	402	381	410	412	411	424	426	396	412	414	414
Feed gas temperature, ° F.....	77	217	366	402	408	395	391	390	388	397	399	402
Reactor outlet pressure, p. s. i. g.....	24.3	44.0	2	44	43	44	43	43	46	44	44	45
Fluid bed conditions:												
Bed height.....	8.4	8.6	7.4	7.2	6.9	7.0	6.9	7.0	7.7	7.5	8.0	6.9
Lb. catalyst in reactor.....	8.6	8.0	6.7	6.7	6.7	6.7	6.7	6.7	8.3	8.3	8.1	8.1
Catalyst density, lb./cu. ft.....	45	46	45.3	46.6	49.1	48.4	48.2	47.5	53.3	54.5	52.0	58.5
Cu. ft. of catalyst.....	0.190	0.173	.148	.144	.137	.140	.139	.140	0.155	0.161	0.161	0.138
Inlet velocity, ft./sec.....	0.61	0.62	0.64	0.60	0.53	0.54	0.55	0.56	0.47	0.45	0.38	0.33
Cn. ft. inlet gas/hr./cu. ft. catalyst.....	478	685	331	877	737	703	774	777	599	613	491	444
Liters of inlet gas/hr./gm. cobalt.....	1.94	2.54	1.05	2.71	2.31	2.38	2.34	2.33	1.99	1.99	1.70	1.31
Contact time, secs.....	19	17	13	15	16	15	15	15	18	20	22	24
Gas throughputs:												
Gas entering catalyst bed, S. C. F./hr.....	90.8	118.6	49.0	126.3	107.7	111.0	109.0	108.7	92.9	92.5	79.1	61.3
Gas leaving catalyst bed, S. C. F./hr.....	28.8	48.7	34.6	50.2	40.5	54.0	61.0	61.9	58.0	36.8	49.7	36.1
Blowback gas to filter, S. C. F./hr.....	12.4	13.8	8.8	16.0	18.2	17.3	17.1	19.2	18.7	8.4	21.7	20.6
Gas entering fluid bed (air-free):												
CO ₂ -dry basis, percent.....	3.2	1.1	8.5	4.4	4.6	3.9	0.6	0.8	0.2	-----	0.3	0.3
CO-dry basis, percent.....	25.8	29.7	30.0	27.9	28.6	28.7	32.8	32.3	18.2	-----	17.1	17.4
H ₂ -dry basis, percent.....	66.2	65.5	59.0	66.3	64.8	63.2	64.1	64.3	34.8	-----	31.8	32.6
CH ₄ -dry basis, percent.....	4.8	3.7	4.9	1.0	2.0	3.7	2.3	2.0	0.7	-----	1.3	1.1
N ₂ -dry basis, percent.....	-----	-----	0.6	0.4	-----	0.8	0.2	0.6	46.1	-----	49.5	48.6
Molecular weight-dry gas.....	10.7	10.7	12.9	11.3	11.6	11.7	11.2	11.2	18.9	-----	19.6	19.4
H ₂ :CO ratio.....	2.6	2.2	2:1	2.4:1	2.3:1	2.2:1	2:1	2:1	L9:1	-----	L9:1	L9:1
Results:												
Yields-												
Volume percent contraction.....	69.7	60.4	31.0	61.8	64.0	52.6	64.6	62.0	71.5	61.5	75.4	80.7
cc. oil/hr./gm. cobalt.....	0.366	0.421	0.095	0.391	0.350	0.295	0.293	0.299	0.181	0.242	0.145	0.056
Percent CO disappearing.....	94.7	61.6	23.7	75.1	78.1	50.1	68.8	65.5	69.7	70.3	70.1	79.4
Percent CO→CO ₂ (basis inlet gas).....	1.9	0.4	1.6	-3.5	-----	3.5	1.5	1.2	9.0	9.1	7.5	2.5
Percent CO→heavy oil.....	31.0	31.8	4.7	22.5	23.4	22.4	18.9	18.7	27.0	23.4	19.8	24.3
Percent CO→C ₁	32.4	26.1	18.4	27.2	28.6	19.1	22.4	24.4	28.1	17.4	33.2	15.2
Percent CO→CH ₄	22.9	5.1	-2.6	19.6	19.2	8.7	13.0	14.9	15.7	26.7	1.2	25.7
Percent CO→unconverted.....	5.3	38.4	76.3	24.9	21.9	49.9	43.2	44.6	30.3	29.7	29.9	20.6
Percent CO unaccounted for.....	4.6	-1.8	3.6	9.3	6.9	-3.6	1.0	-3.7	-10.1	-6.3	8.4	8.7

ตารางที่ 3.9 แสดงผลการทดลองที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์บนเบนโทไนท์
ในเตาปฏิกรณ์เคมีแบบฟลูอิดไคร์เบค

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
Products:												
Total gm. H ₂ O.....	9,791	8,987	1,657	11,646	11,266	10,429	17,008	7,488	1,409	2,161	2,466	1,997
Total gm. heavy oil.....	2,841	2,253	208	3,186	2,903	2,867	4,079	1,981	460	728	540	345
Total cc. heavy oil.....	3,791	3,005	277	4,215	3,854	3,936	5,626	2,729	622	999	734	472
Total gm. C ₁	2,844	1,886	734	3,946	3,629	2,506	4,961	2,642	490	869	922	252
Total cc. oil.....	8,235	8,952	1,424	10,381	9,524	7,852	13,378	6,857	1,388	1,888	2,175	866
Gas leaving fluid bed (air-free):												
Percent CO.....	11.5	3.0	8.5	8.7	12.3	10.1	2.3	2.4	2.9	8.4	2.4	1.2
Percent CO ₂	4.2	27.7	32.7	17.5	16.6	29.6	30.2	29.0	8.8	25.0	8.1	6.1
Percent H ₂	45.6	52.8	30.6	52.7	46.9	44.2	49.9	50.4	7.3	39.3	6.8	0.0
Percent CH ₄	33.4	12.7	8.9	16.3	19.8	12.8	14.0	13.8	6.6	24.3	2.3	9.5
Percent C ₂ +heavier.....	5.2	3.8	1.4	3.8	4.4	2.3	3.2	3.2	1.6	3.0	1.8	1.0
Percent N ₂	0.1	0.1	0.9	1.0	1.0	1.0	0.4	1.2	73.8	0.0	78.6	82.2
Carbon No.....	1.54	1.92	1.77	1.73	1.73	1.61	1.74	1.76	1.89	1.44	2.78	1.38
Molecular weight—Dry gas.....	16.3	14.9	16.1	15.4	17.3	17.6	15.1	15.0	26.6	17.5	27.1	27.8
Heavy oil inspections:												
Gravity, °A. P. I.....	64.0	60.0	57.2	62.0	63.8	61.1	61.8	61.9	59.9	62.7	60.6	61.6
A. S. T. M. distillation—												
I. B. P., °F.....	134	152	218	183	152	176	167	166	160	180	186	186
5%.....	184	205	267	225	179	216	209	206	221	200	220	220
10%.....	208	229	289	240	207	232	225	221	240	210	244	248
20%.....	232	264	319	264	238	261	251	252	272	247	270	268
30%.....	257	298	346	288	263	279	274	277	301	274	298	290
40%.....	281	332	391	310	284	312	297	298	331	301	319	318
50%.....	311	372	400	338	317	340	327	328	353	329	342	342
60%.....	341	415	432	368	344	373	358	366	405	368	370	371
70%.....	379	470	467	407	383	415	398	404	446	406	409	406
80%.....	430	527	508	459	436	468	449	458	497	457	459	454
90%.....	490	602	572	532	509	543	532	550	554	507	648	636
95%.....	554	646	622	500	584	610	608	619	594	555	804	648
E. P.....	574	665	660	677	636	646	643	696	618	616	660	648
Percent monoolefins.....	0.8	6.9	3.3	2.6	3.2	5.4	7.1	6.8	4.5	4.2	4.3	4.2
Molecular weight.....	140	165	177	153	142	152	147	149	160	145	154	153
Light naphtha from adsorber:												
Inspection—gravity, °A. P. I.....	70.8	81.9	85.6	85.3	84.3	83.7	82.9
A. S. T. M. distillation—												
I. B. P., °F.....	107	97	90	78	96	92	92
5%.....	127	112	100	91	110	109	105
10%.....	132	119	104	98	116	113	110
20%.....	142	128	111	106	121	118	119
30%.....	151	137	117	116	126	124	129
40%.....	161	147	124	124	131	130	159
50%.....	171	158	132	138	138	137	151
60%.....	183	172	142	153	148	147	165
70%.....	198	187	156	175	158	159	182
80%.....	221	207	178	201	174	176	213
90%.....	244	235	208	238	206	206	232
95%.....	268	255	242	295	219	214	259
E. P.....	292	284	274	298	260	279	297
Reid vapor pressure, p.s.i.....	9.1	12.4	13.9	18.8	11.6	11.6	13.8
Percent monoolefins.....	2.0	12.2	14.8	11.2	15.9	18.2	11.6
Desorbed oil yield, cc./m. ³ inlet												
at.....	13.0	24.1	23.7	27.8	23.6	26.4	43
Tall gas from adsorber—Cu.Ft./Hr.....	29.2	29.6	55.2	43.4	51.8	51.0	50.5
Analysis (air-free; dry):												
Percent CO.....	16.1	8.1	9.8	10.9	6.3	6.3	1.2
Percent CO ₂	0.0	23.8	23.4	20.0	24.5	17.2	6.8
Percent H ₂	41.4	48.2	54.9	61.4	60.6	51.0	4.0
Percent CH ₄	35.5	20.3	8.4	13.3	14.4	17.9	4.8
Percent C ₂ 's.....	1.9	0.8	0.8	1.1	1.0	0.8	0.2
Percent C ₃ 's.....	2.7	1.0	0.9	0.6	1.3	1.5	0.2
Percent C ₄ 's.....	1.1	0.3	0.5	0.5	1.0	1.0	0.6
Percent C ₅ 's.....	0.8	0.2	0.1	0.3	0.1
Percent N ₂	0.6	0.3	1.2	0.6	2.0	82.1

ตารางที่ 3.10 แสดงผลสรุปของการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลต์ที่มีเบนโทไนท์
(ซูปเปอร์-ฟิลโทรล) เป็นตัวพอก

Composition	Cat. No.	Optimum		
		Temp., ° F.	Oil, cc./m. ³	H ₂ O, cc./m. ³
Co:2 SF	215-2B	408	115	178
Co:0.47 MnO:2 SF	241	457	87	135
Co:0.15 MgO:2 SF	248	383	174	231
Co:0.15 MgO:4 SF	249	399	92	173
Co:0.15 MgO:6 SF	250	364	2	7
Co:0.15 MgO:8 SF	251	389	0	4
Fe:1.25 SF	263-2	460	23	25
Fe:0.3 Cu:0.05 Ni:1.25 SF	265-2	460	74	37
Co:0.25 ThO ₂ :2 SF	270	405	171	205
Co:0.25 ThO ₂ :1 SF	271	390	168	203
Co:0.5 ZnO:2 SF	272-3	394	110	188
Co:0.5 ZnO:1 SF	273	375	120	188
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:1.25 SF	290	460	48	57
Fe:0.3 Cu:1.25 SF	281	460	24	32
Fe:0.3 Cu:0.05 Ni:2 SF	282	475	24	34
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:1.25 SF (0.1% K ₂ O)	288	470	46	58
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	289	466	86	80
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:1.25 SF (1.0% K ₂ O)	293	460	73	34
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:1.25 SF (2.0% K ₂ O)	294	470	73	35
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:0.03 Al ₂ O ₃ :1.25 SF (0.5% K ₂ O)	295	450	36	51
Fe:0.3 Cu:0.1 Co:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	299	460	45	67
Co:0.3 Cu:1.25 SF (0.1% K ₂ O)	300	454	46	47
Fe:0.3 Cu:0.5 Co:1.25 SF	301	450	53	146
Fe:0.5 Al ₂ O ₃ :1.25 SF (0.1% K ₂ O)	302	455	21	30
Fe:0.05 Cr ₂ O ₃ :1.25 SF (0.1% K ₂ O)	304	475	39	39
Fe:0.3 Cu:0.05 Co:1.25 SF (1.0% Na ₂ B ₄ O ₇)	305	460	42	53
Co:0.5 MnO:2 SF	315	390	126	199
Fe:0.3 Cu:0.02 MnO:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	317	465	78	48
Fe:0.3 Cu:0.02 MgO:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	318	470	87	40
Fe:0.3 Cu:0.05 MoO ₃ :1.25 SF (0.5% K ₂ O)	323	465	60	41
Fe:0.3 Cu:0.01 MnO:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	325	470	70	44
Fe:0.3 Cu:0.01 MgO:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	326	470	62	32
Fe:0.3 Cu:0.02 MnO:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	327	465	64	46
Fe:0.3 Cu:0.02 MnO:1.25 SF	329	465	60	49
Fe:0.3 Cu:0.02 MgO:1.25 SF	330	470	46	31
Fe:0.3 Cu:0.02 MnO:1.25 SF (2.0% K ₂ O)	335	475	85	33
Fe:0.02 MnO:1.25 SF (0.5% K ₂ O)	336	460	50	48
Fe:0.3 Cu:0.1 TiO ₂ :1.25 SF (0.5% K ₂ O)	337	460	84	47
Fe:0.3 Cu:0.02 MnO:0.03 Al ₂ O ₃ :1.25 SF (0.5% K ₂ O)	340	465	74	25
Co:0.15 MgO:0.02 Al ₂ O ₃ :2 SF	351	359	161	183
Co:0.15 MgO:0.05 Al ₂ O ₃ :2 SF	352	375	141	204
Co:0.15 MgO:0.10 Al ₂ O ₃ :2 SF	353	434	61	182
Co:0.05 Al ₂ O ₃ :2 SF	354	386	125	206
Ni:0.25 ThO ₂ :1.25 SF	KF-21-1	378	91	209
Ni:0.20 MnO:0.09 Al ₂ O ₃ :1.2 SF	KF-10-1	388	114	188

ไม่ว่าจะใช้โคมบอลท์เป็นสารหลักหรือใช้เป็นโปรโมเตอร์

โคมปกติ อุณหภูมิของตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้กับตัวเร่งปฏิกิริยาที่ไซเบนโทไนท์เป็น
 ซัทพอท จะอยู่ระหว่าง 350-550°ฟ และมักใช้กับอุณหภูมิที่สูงกว่า 435°ฟ สำหรับการปฏิบัติ
 การแบบฟลูอิดซ์ มักให้อุณหภูมิอยู่ระหว่าง 350-500°ฟ ความเร็วเชิงสเปซระหว่าง 50-
 5000 แก้มักใช้ระหว่าง 300-2000 ปริมาณมาตรฐานของตัวทำปฏิกิริยาต่อชั่วโมงต่อปริมาตร
 ของตัวเร่งปฏิกิริยา ความดันอยู่ระหว่าง 1 บรรยากาศถึง 50 psig ความเร็วเชิงสเปซ
 ที่สูงจะใช้กับอุณหภูมิและความดันที่สูง อัตราส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซที่
 ป้อนเข้าเตาปฏิกรณ์เคมีอยู่ในช่วงประมาณ 1 ต่อ 1 ถึง 5 ต่อ 1 หรือมากกว่า และโคมทั่วไป
 โมลเปอร์เซ็นต์ของคาร์บอนมอนอกไซด์จะต่ำกว่า 25 เปอร์เซ็นต์ของก๊าซที่เข้าเตาปฏิกรณ์-
 เคมี

ศูนย์วิทยพัชกร
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย