

## เอกสารอ้างอิง



1. ลีปนนท์ เกตุทัต,ดร., "ภาพรวมการจัดตั้งอุตสาหกรรมปิโตรเคมีในประเทศไทย", สัมมนาพิเศษ โครงการวิทยาลัยปิโตรเคมี ณ ศูนย์สารนิเทศ หอประชุม จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
2. Hatch L.F.;Sami Matar, "From Hydrocarbons to Petrochemicals", Gulf Publishing Company ,Houston,1981
3. Kengo Shiomi;Hiroshi Nishimata, "Dehydrogenation of Propane Gas Produced from Kinsui, I", Journal of the Society of Chemical Industry ,Japan,Supplementary Binding , Japan, 451,Vol 43, Dec 1940.
4. Matake Kurokawa; Yutaka Takenaka, "Formation of Propylene by Dehydrogenation of Propane ", Journal of the Society of Chemical Industry ,Japan ,Supplementary Binding, 457 ,Vol 44,2, Feb 1941
5. Vladimir N. Ipatieff and Vladimir Haensel U.S. 2,366,531., Jan 2 ,1945.
6. Landa S.;Z. Nerad , "Catalytic Dehydrogenation of Propane", Paliva. 33 ,183-188 , 1953
7. Ket'tsev V.V. ;N.I. Vinnikova , "The Catalytic Dehydrogenation of Propane with addition of Supplementary Hydrogen to the Reaction Zone ", Gazovaya Prom. ,36-41,No. 5 ,1959.
8. Lech Nowakowski and Jack Hetper , "Catalytic Dehydrogenation of Propane on Stationary Bed", Przemysl Chem.,40, 696-8 ,1961.
9. Panchenkov G.M.; A.S. Kayanskaya;A.D. Pershin , "Kinetic relationships in the Dehydrogenation of Propane" , Neftekhimiya ,858-64,7(6), 1967
10. Panchenkov G.M. ; A.S. Kazanskaya; A.P. Ivora and A.D.

- Pershin, " A Comparative Appraisal of Various Catalysts in Propane Dehydrocracking ", Tr., Mosk. Inst. Neftekhim. Gazov. Prom. No. 69, 105-10, 1967.
11. Taniowski and Lech Nowakowski, "Dehydrogenation of Propane in a Fluidized Bed", Przem. Chem. 46(2), 89-93, 1967.
  12. Harris, Norman; Wood, W.F.; Naden, David, "Catalytic Oxidation or Oxidative Dehydrogenation of Alkanes", Ger. Offen. 2,058,054, 09 Jun 1971.
  13. Connor, James E. Jr.; D'Alessandro, Alfred F.; Shalit, Harold; Tomezstro, Edward S., "Dehydrogenation of Propane", Ger Offen. 2,032,333; 4 Feb 1971.
  14. Biloen, P.; F.M. Dautzenberg and W.M.H. Sachtler, "Catalytic Dehydrogenation of Propane over Platinum and Platinum-Gold Alloys", Journal of Catalysis, 50, 77-86, 1977.
  15. Fathy M. Ashmawy, "Catalytic Dehydrogenation of Propane on Chromia, Palladium and Platinum Support Catalysts", J. Appl. Chem Tech. Bio Technol., 27, 137-142, 1977.
  16. Frey F.E.; W.F. Huppke, "Equilibrium Dehydrogenation of Ethane, Propane and the Butanes", Industrial and Engineering Chemistry, Vol 25, No. 1, 54-59, Jan 1933.
  17. Noda S.; R.R. Hudgins and P.L. Silveston, "A Kinetic Study of Catalytic Butane Dehydrogenation", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 294-299, Vol 45, October 1967.
  18. Emmett P.H., "Catalysis Vol II: Hydrogenation and Dehydrogenation", Reinhold Publishing Corporation, New York, 1955
  19. Kilpatrick, J.E.; Prosen, E.J.; Pitzer, K.S. and Rosini F.D.,



- J. Research (NBS) ,36,559, 1946.
20. Dumas, Theodore; Walter Bulani, "Oxidation of Petrochemicals: Chemistry and Technology ", Applied Science Publishers, London ,1974.
  21. Dale B. Fox , Emerson H. Lee and Min-Hon Rei, "Carbon dioxide as Hydrogen Acceptor in Dehydrogenation of Alkanes", Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop. ,Vol 11, No.4 , 414-446,1972.
  22. Gates B.C.; James R Katzer ; G.C.A. Schuit, "Chemistry of Catalytic Processes", McGraw-Hill Book Company ,New York, 1979.
  23. Oleg V. Krylov, "Catalysis by Nonmetals ", Academic Press, New York ,1970
  24. Thomas C.L., "Catalytic Processes and Proven Catalysts", Academic Press, New York ,1940
  25. Delmon B.; P. Grange , P. Jacobs and G. Poncelet , "Preparation of Catalysts II" , Elsevier Scientific Publishing Company ,Amsterdam, 1979.
  26. Emmett P.H., "Catalysis Vol I: Fundamental Principles (Part I)", Reinhold Publishing Corporation ,New York 1954.
  27. Rylander P.N. , "Catalytic Hydrogenation over Platinum Metals", Academic Press , New York ,1967.
  28. Kemball C. , "Catalysis ", Vol I ,The Chemical Society Burlington House ,London, p. 73-81,1977.
  29. Kemball C. , "Catalysis", Vol II , The Chemical Society Burlington House ,London ,1977, p. 12-19
  30. Grosse A.V. ; V.N. Ipatieff, "Catalytic Dehydrogenation of Gaseous Paraffins " , Industrial and Engineering Chemistry, Vol 32, No. 2 ,p.268-272 ,Feb 1940.
  31. Taylor ,H.S. ,Discussion Faraday Soc., 8, 9, 1950.

32. Birke, P. ;Engels S.;Becker,K.; Neubauer,H.D. ,Chem Tech,  
31, 473 ,1979.
33. Kogan ,S.B. ;Podkletnova,N.M.;Il'yasova,A.S. ;Bursian,N.R. ,  
"Study of Coke deposit on Platinum Catalyst by  
Differential Thermal Analysis ", Zh. Prikl. Khim. ,56  
(8) ,1983.
34. Savostin,Yu.A.; Chenets,V,V.;Kozhevnikova,N.G.;Kosygina,  
K.F.;Lipovich ,V.G.;Zaidman ,N.M., "Role of Tin  
additive to an Alumina-Platinum Catalyst", Khim.  
Technol. Topl. Masel, 18-21 ,(1) ,1979.
35. Kogan S.B.;Podkletrova,N.M.; Oranskaya,O.M.; Semenskaya,  
I.V.;Bursian,N.R. , "Effect of Tin on the activity  
of alumina-platinum catalysts in dehydrogenation of  
n-dodecane", Kinet Katal ,663-7,22(3), 1981.
36. Calvin H. Bartholomew, "Catalytic Deactivation ", Chemical  
Engineering, 96-112, November ,1984.
37. Crynes B.L. ;L.F. Albright ;W.H. Corcoran, "Pyrolysis ",  
Academic Press ,New York ,1983.
38. Trim D.L. ,"Coke formation in the gas phase and on  
surfaces " NATO Advanced Study Institutes Ser.  
(Program Catal. Deact. ), Vol 54,31-43, 1982.
39. Bickle G.M. ;J. Biswas ,D.D. Do, "Role of Sulfur in  
Catalytic Reforming of Hydrocarbon on Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ",  
Department of Chemical Engineering , University of  
Queensland , St. Lucia, Qld 4067.
40. In-Sik Nam and J.R. Kittrell , "Use of Catalyst Coke  
Content in Deactivation Modeling ", Ind. Eng. Chem.  
Process. Des. Dev. , 237-242 , 23, 1984.
41. In-Sik Nam , John W. Eldrige and J.R. Kittrell . "Coke  
Tolerance of Catalytic Reforming Catalysts ", Ind.



- Eng. Chem. Prod. Res. Dev. ,544-549, 24,1985.
42. Madman R.W. , " How to Make a More Effective Platinum-Alumina Catalyst", Industrial and Engineering Chemistry ,913-914, Vol 51 ,No. 8, 1959.
  43. Clark R.G.; S. Gussow and W.A. Schwartz ." Propylene and Butylene by Selective Production ",Present at the sixth Congress Argentino de Petroquimica ,Bahia Blanca, Argentina ,7-12 Nov. ,1980.
  44. Brinkmeyer F.M.; D.F. Rohr;M.E. Olbrich; L.F. Drehman , " Process boasts 95 % selectivity for LPG ", Oil&Gas Journal,75-77 ,Mar 28, 1983.
  45. Bassler E.J. ;B.V. Pano; E.S. Chong, " Process Integration can provide flexibility for lower olefins production", Oil&Gas Journal ,96-99, SEP 16 ,1985.
  46. Pujado P.R. ; B.V. Vora," Production of LPG Olefins and Derivatives ", UOP Process Division Technology Conference, Sep-Nov. ,1982.
  47. Vora B.V. ; R.C. Berg and P.R. Pujado ," UOP Oleflex Process for LPG-Paraffin Dehydrogenation ", UOP Process Division Technology Conference ,Sep-Nov. 1982.
  48. Craig R.G. ;S.J. Penny; W.A. Schwartz ," Pemex Opts for Catalytic Dehydrogenation ", Oil&Gas Journal ,161-163, July 25, 1983.
  49. Craig R.G. ; J.M. Duffallo, " The Catadiene Process ", CEP ,62-65 ,Feb 1979.
  50. Duffalo J.M. ; L.J. Howard and D.C. Spence ," Advances in LPG Dehydrogenation ", Paper 81C , American Institute of Chemical Engineers, Spring Nation Meeting, March 24-28, 1985.

51. R. Hughes, "Deactivation of Catalysts.", Academic Press, London, 1984.
52. Volkan A.G. ; Gary C. April , "Survey of Propane Pyrolysis Literature", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev. ,p.429-436 , Vol 16, No.4 ,1977.
53. Rice, F.O.; Herzfeld,K.R. , J. Am. Chem. Soc., 56, 284 ,1934.
54. Benson,A. M. , AIChE J. , 13 ,903 ,1967.
55. Kunugi, T., et al., Ind. Chem. Eng., 7, 550 ,1967.
56. Herriott,G.E., et al ., AIChE J., 18, 84, 1972.
57. Rice,F.O.,J. Am. Chem. Soc.,53, 1959-1972, 1931.
58. Buckens A.G. ; Gilbert F. Froment , "Thermal Cracking of Isobutane", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. ,309-315, Vol. 10 , No. 3, 1971.
59. Froment G.F. ;Boudewijn O. Van de Steene and Paul S. Van Damme , "Thermal Cracking of Ethane and Ethane-Propane Mixtures ", Ind. Eng. Chem. ,Process Des. DEv., 495-504, Vol 15, No. 4, 1976.
60. Layokun S.K. ;David H. Slater ,"Mechanism and Kinetics of Propane Pyrolysis ", Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev., 232-236 , Vol. 18 ,No. 2 , 1979.
61. Crynes B.L.; Lyle F. Albright , "Pyrolysis of Propane in Tubular Flow Reactor ", 25-31 ,Vol. 8 ,No. 1 ,1969.
62. Sachchida Nand; B.K. Desai and M.K. Sarkar , "Chromatographic pulsed micro-reactor system for studying the kinetics of hydrocarbon conversions ", Journal of Chromatography, 359-362, 133, 1977.
63. Pease R.N. ; Elford S. Durgan , "The Kinetics of Thermal Dissociation of Propane and The Butanes", 1262-1267, March, 1930.

64. Paul R.E.; L.F. Marek, "Primary Thermal Dissociation",  
Industrial and Engineering Chemistry, 454-457, Vol 26,  
No. 4, 1934.
65. Trimm D.L. ; C.J. Turner, "The Pyrolysis of Propane. I.  
Production of Gases, Liquids and Carbon", J. Chem.  
Tech. Biotechnol., 195-204, 31, 1981.
66. Trimm D.L. ; C.J. Turner, "The Pyrolysis of Propane. II.  
Effect of Hydrogen Sulphide", J. Chem Tech.  
Biotechnol., 285-289, 31, 1981.
67. Satterfield, Charles, N; "Heterogeneous Catalyst in Practice",  
McGraw-Hill Book Company, 1980.
68. Koits, J.H., "Heterogeneous and Homogeneous Effects of  
H<sub>2</sub>S on Light-Hydrocarbon Pyrolysis", Ind. Eng. Chem.  
Fundam., 265-269, Vol 25, No. 2, 1986.
69. Forbus, N.P., "Modified ZSM-12 Catalysts and Processes  
for Conversion of Propane to Propylene", U.S. Patent  
4,547,618, 1985.
70. Bussemeier, B.; C.D. Frohning and B. Cornils, "Lower  
Olefins via Fisher-Tropsch", Hydrocarbon Processing,  
105-112, Nov. 1976.
71. Stanley C. Che; R.G. Minet and F.W. Tsai, "Aromatics from  
Light Hydrocarbons", 45-51, CEP, May, 1985.
72. Asinger F., "Mono-Olefins Chemistry and Technology",  
Pergamon Press, 56-88, London, 1968.





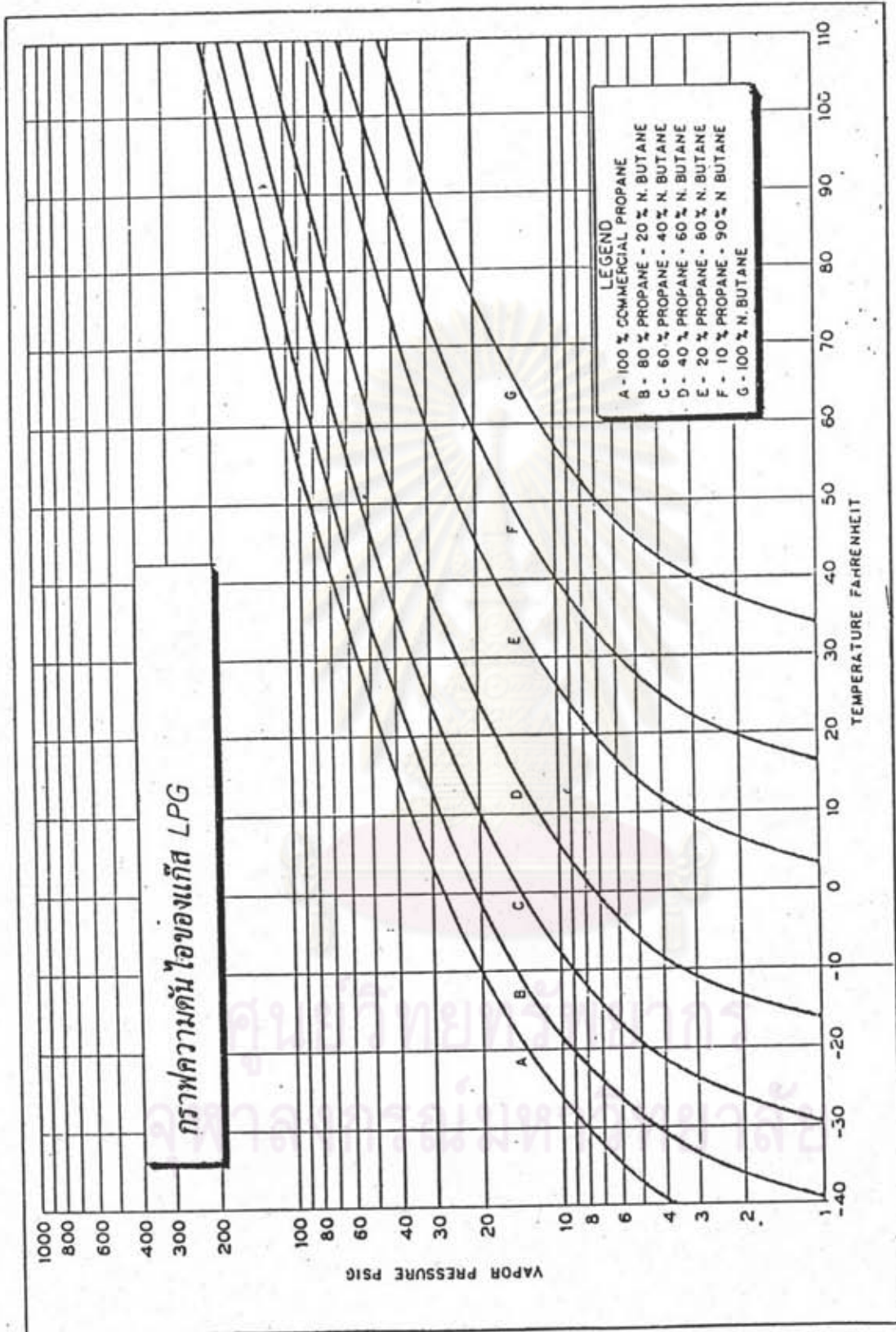
ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก ก. ตารางธาตุ

ตารางที่ ก.1 แสดงธาตุในตารางธาตุ

Period	Group Ia	Group IIa	Group IIIa	Group IVa	Group Va	Group VIa	Group VIIa	Group VIII	Group Ib	Group IIb	Group IIIb	Group IVb	Group Vb	Group VIb	Group VIIb	Group O		
1 1s	1 H														1 H	2 He		
2 2s, 2p	3 Li	4 Be									5 B	6 C	7 N	8 O	9 F	10 Ne		
3 3s, 3p	11 Na	12 Mg									13 Al	14 Si	15 P	16 S	17 Cl	18 Ar		
4 4s, 3d, 4p	19 K	20 Ca	21 Sc	22 Ti	23 V	24 Cr	25 Mn	26 Fe	27 Co	28 Ni	29 Cu	30 Zn	31 Ga	32 Ge	33 As	34 Se	35 Br	36 Kr
5 5s, 4d, 5p	37 Rb	38 Sr	39 Y	40 Zr	41 Nb	42 Mo	43 Tc	44 Ru	45 Rh	46 Pd	47 Ag	48 Cd	49 In	50 Sn	51 Sb	52 Te	53 I	54 Xe
6 6s, 4f, 5d, 6p	55 Cs	56 Ba	57* La	72 Hf	73 Ta	74 W	75 Re	76 Os	77 Ir	78 Pt	79 Au	80 Hg	81 Tl	82 Pb	83 Bi	84 Po	85 At	86 Rn
7 7s, (5f), 6d	87 Fr	88 Ra	89** Ac															
*Lanthanide series 4f																		
**Actinide series 5f																		



รูปที่ ข.1 แสดงความดันไอของแก๊สปิโตรเลียมเหลว

ตารางที่ ๓.๑ แสดงคุณสมบัติทั่วไปของโพรเพนและบิวเทน

Properties	Propane	n-butane	iso-butane
Molecular Formula	$C_3H_8$	$C_4H_{10}$	$C_4H_{10}$
Molecular Weight	44.097	58.124	58.124
C/H (by weight)	4.46	4.76	4.76
Boiling Temperature at 1 atm., °C	-42.0	-0.5	-11.7
Critical Temperature, °C	96.67	152.03	134.99
Critical Pressure, atm.	41.94	37.47	36.00
Density at 0°C, 1 atm, kg/m <sup>3</sup>	2.0082	2.6960	-
Specific Gravity (air = 1.0)	1.5537	2.0859	-
$C_p$ , kcal/kg °K	0.388	0.397	0.387
$C_v$ , kcal/kg °K	0.343	0.361	0.348
$C_p/C_v$	1.13	1.10	1.11
Adiabatic Flame Temperature, °C	2120	2130	
Calorific Value, kcal/Nm <sup>3</sup>	Higher	23677	30685
	Lower	21800	28338
Air Requirement Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup>	23.80	30.95	
Flue Gas Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> (no excess air)	CO <sub>2</sub>	3.0	4.0
	H <sub>2</sub> O	4.0	5.0
	N <sub>2</sub>	18.8	24.45
	Wet	25.8	33.45
	Dry	21.8	28.45
Ignition Temperature in Air, °C	525-588	489-569	
Inflammable Limit at Ambient Temperature, %	Lower	2.1	1.8
	Upper	9.35	8.4
Latent Heat of Vaporization kcal/kg at 15.6°C	85.1	81.2	88.6





ภาคผนวก

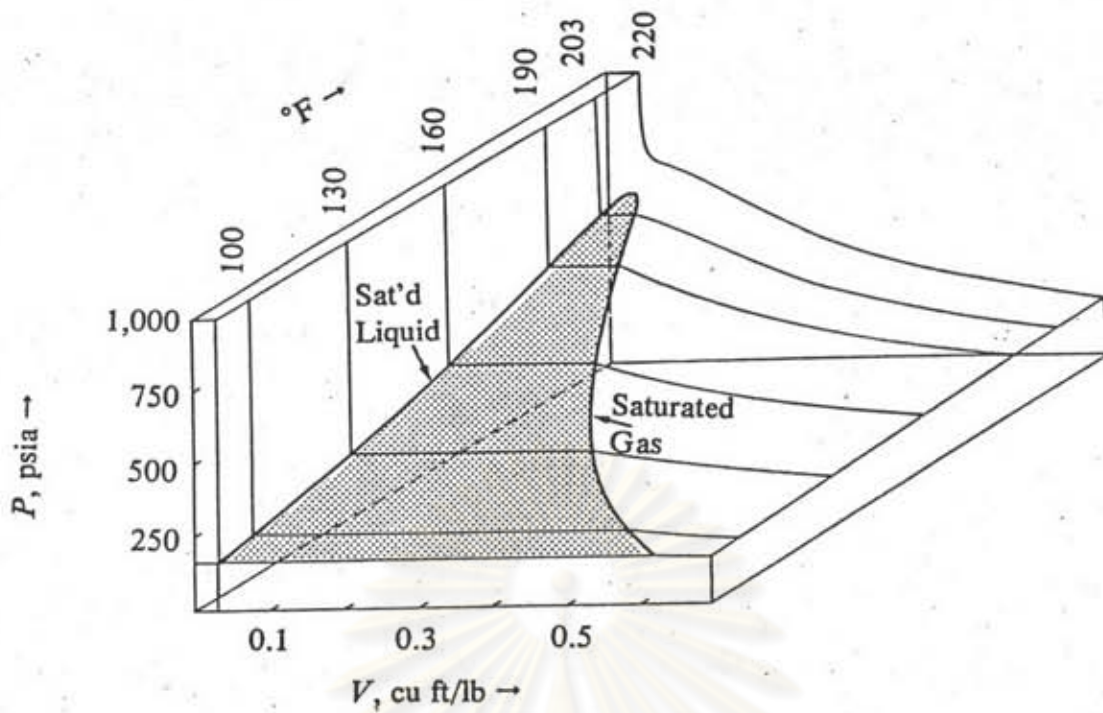
ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ ๗.๒ แสดงค่าคงที่ในการหาความจุความร้อนของแก๊ส

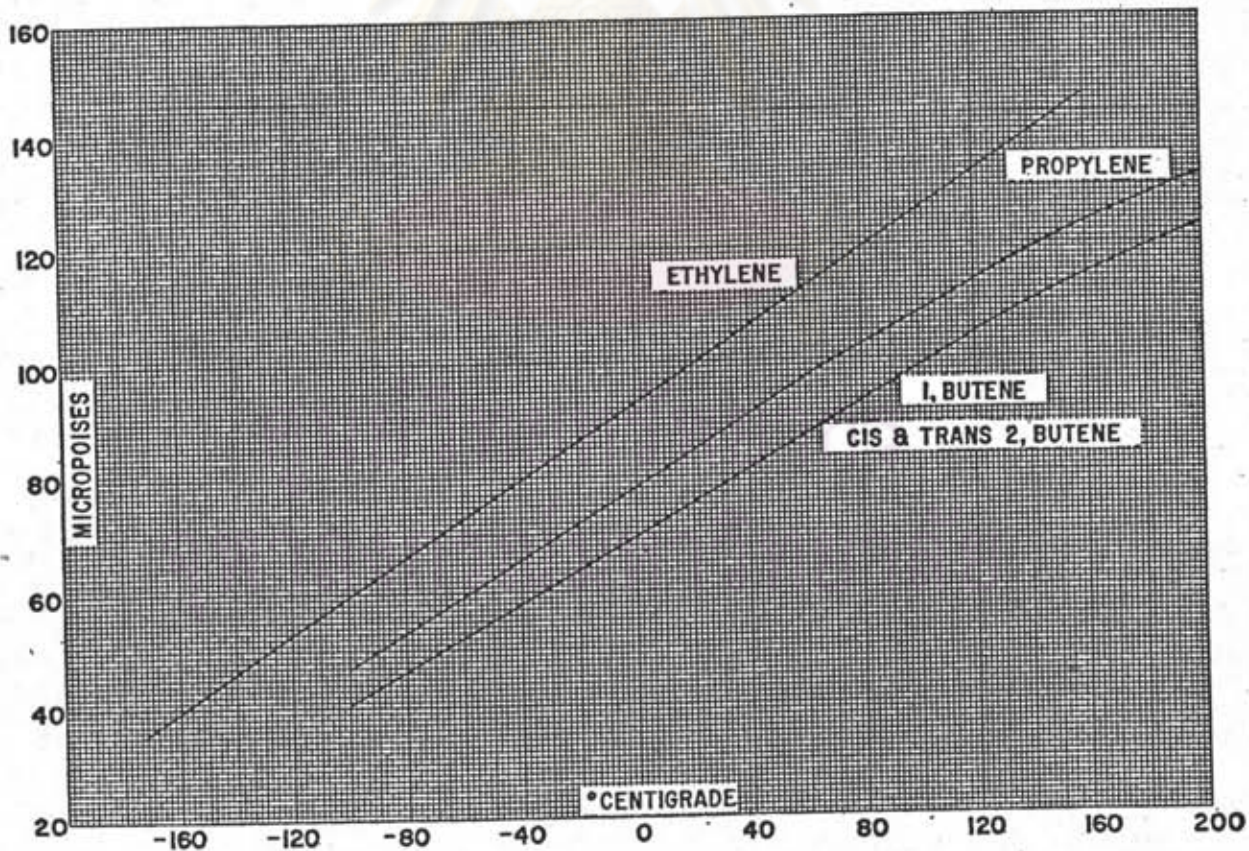
$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

สาร	A	B	C	D
H <sub>2</sub>	6.483	2.215E-3	-3.298E-6	1.826E-9
N <sub>2</sub>	7.44	-0.324E-2	6.400E-6	-2.790E-9
CH <sub>4</sub>	4.598	1.245E-2	2.860E-6	-2.703E-9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.292	4.254E-2	-1.657E-5	2.081E-9
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.909	3.740E-2	-1.994E-5	4.192E-9
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-1.009	7.315E-2	-3.789E-5	7.678E-9
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.886	5.602E-2	-2.771E-5	5.266E-9
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2.266	7.913E-2	-2.647E-5	-0.674E-9
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-0.332	9.189E-2	-4.409E-5	6.195E-9
1-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-0.715	8.436E-2	-4.754E-5	1.066E-8
cis-2-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.105	7.054E-2	-2.431E-5	-0.147E-9
tran-2-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	4.375	6.123E-2	-1.675E-5	-2.147E-9
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	-0.403	8.165E-2	-5.589E-5	1.513E-8

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

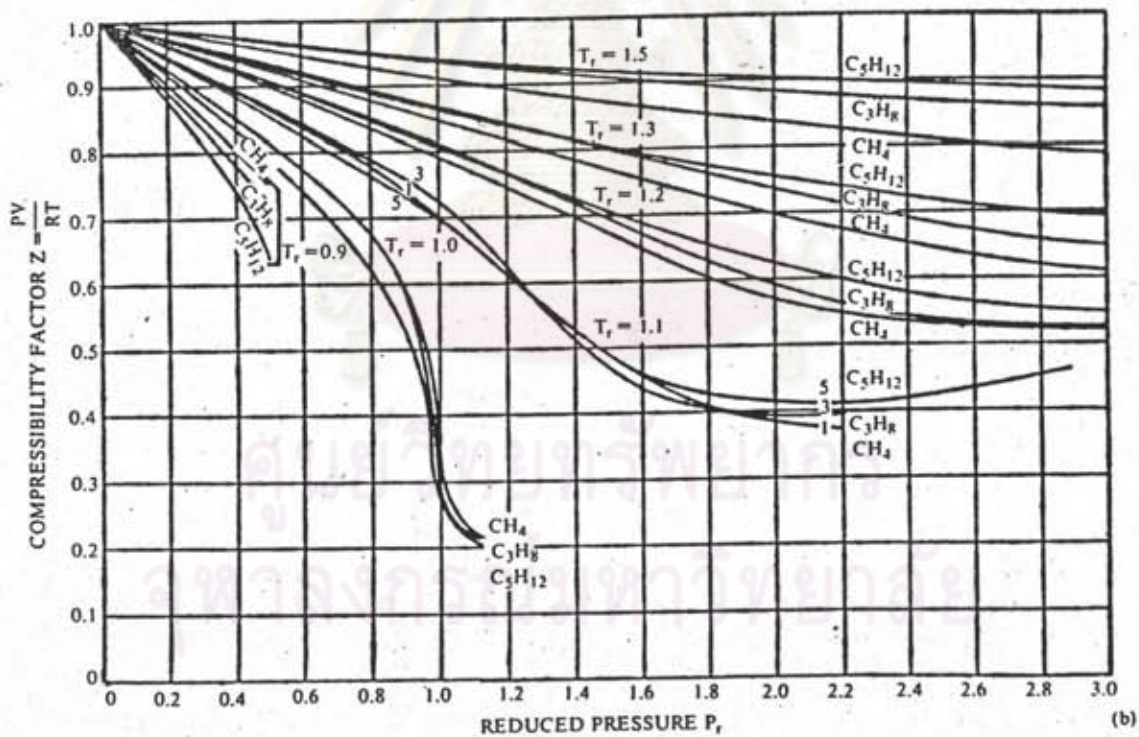
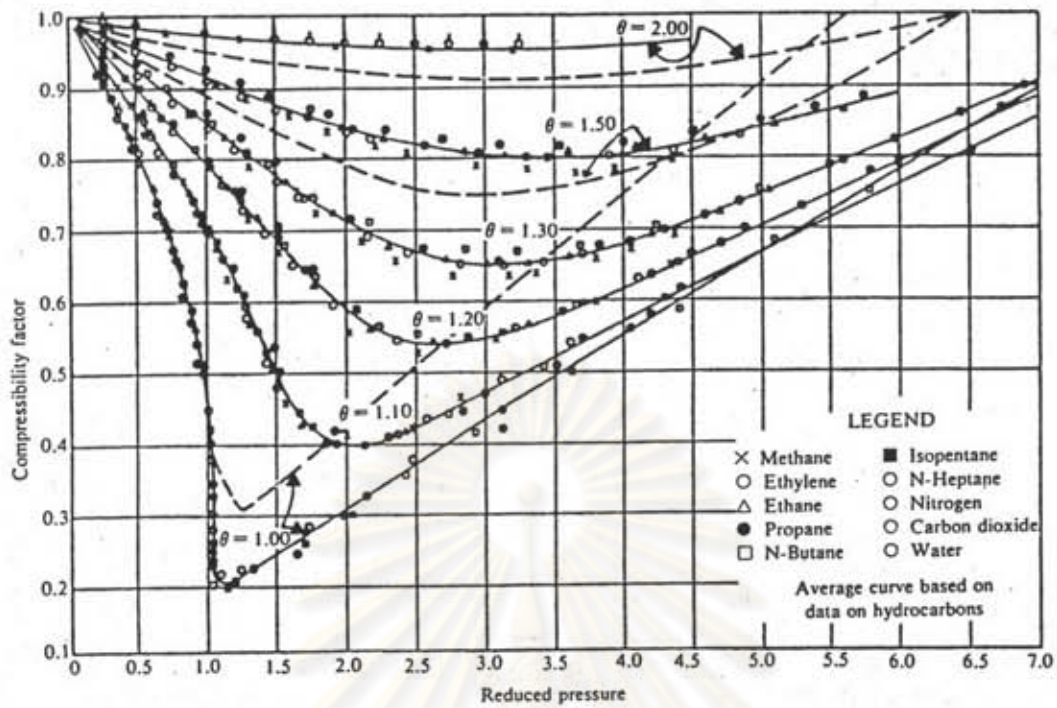


รูปที่ ข.2 แสดงไดอะแกรม PVT ของโพรเพน



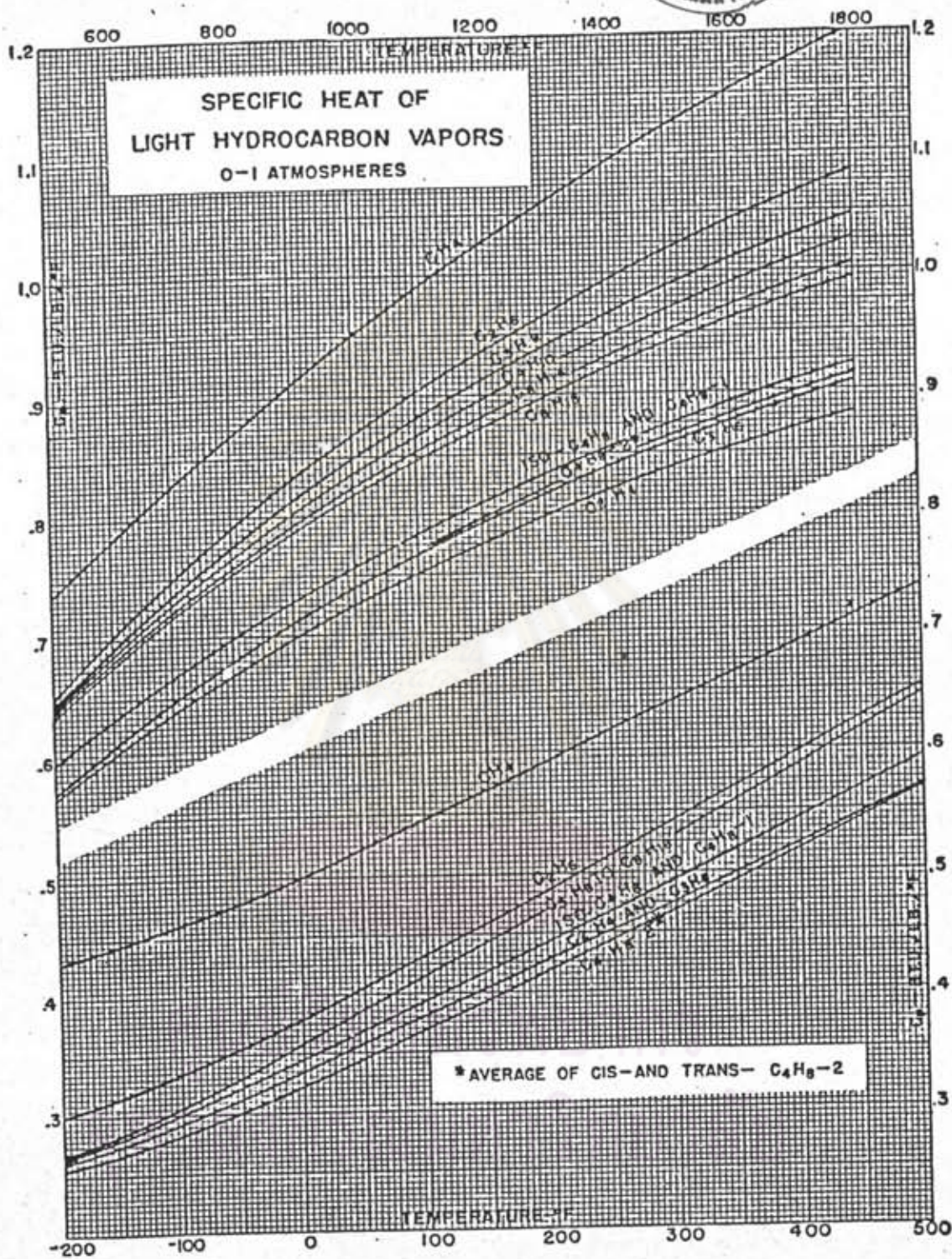
รูปที่ ข.3 กราฟแสดงค่าความหนืดของโอของโอเลฟินส์เบา



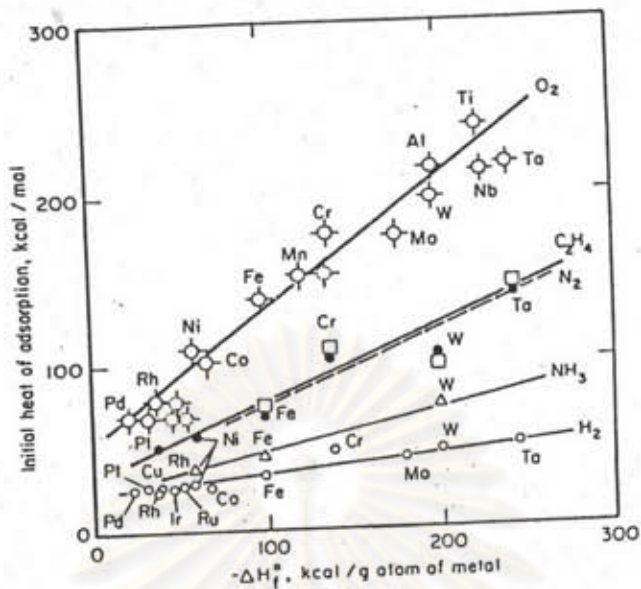


รูปที่ ๔.๔ แผนภูมิแสดงค่าคอมเพรสซิเบิลแฟกเตอร์ของแก๊สไฮโดรคาร์บอน





รูปที่ ข.5 กราฟแสดงค่าความร้อนจำเพาะของไอของไฮโดรคาร์บอน



รูปที่ ๓.๖ แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความร้อนของการดูดซับของแก๊ส O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> และ H<sub>2</sub> บนโลหะที่ถุกิริยา

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย





ภาคผนวก ค. ค่าคงที่สมดุลของปฏิกิริยาดีไฮโดรเจเนชัน

ตารางที่ ค.1 แสดงค่าคงที่สมดุลของปฏิกิริยาดีไฮโดรเจเนชันของแก๊ส

$$\ln K = A + B/T$$

สาร	A	B
โพรเพน	$1.0898 \times 10^{-3}$	$- 6.40097 \times 10^{-5}$
นอร์มัลบิวเทน	$1.1504 \times 10^{-3}$	$- 6.81712 \times 10^{-5}$
ไอโซบิวเทน	$1.1604 \times 10^{-3}$	$- 6.94034 \times 10^{-5}$

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ง. ตัวอย่างการคำนวณการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวอย่างการคำนวณ การเตรียมสารละลายเพื่อใช้ในการเคลือบฝัง บนตัว  
รองรับอะลูมินา โดยต้องการร้อยละของธาตุ พลาตินัม = 1 ร้อยละของธาตุดีบุก = 0.5

ในการเตรียม ใช้สารละลายของกรดไฮโดรคลอริก ใส่ในสารละลายสำหรับ  
ทำการเคลือบฝังด้วยโดยใช้กรด ร้อยละ 2 ของตัวรองรับ อะลูมินา

ฉะนั้นถ้าให้น้ำหนัก ของตัวรองรับอะลูมินา = X กรัม  
แล้ว ใน 100 กรัม ของตัวเร่งปฏิกิริยาจะประกอบด้วย

พลาตินัม	1	กรัม
ดีบุก	0.5	กรัม
กรดไฮโดรคลอริก	0.02 x X	กรัม
ตัวรองรับอะลูมินา	X	กรัม

นั่นคือ  $1 + 0.5 + 0.02 X + X = 100$  กรัม  
น้ำหนักของตัวรองรับอะลูมินา หรือ X จะเท่ากับ 96.5686 กรัม

พลาตินัมใช้ในรูปของกรดคลอโรพลาตินิก ( $H_2PtCl_6 \cdot 6H_2O$ ) น้ำหนักโมเลกุล  
เท่ากับ 517.92

$$\begin{aligned} \text{กรดคลอโรพลาตินิกจะมีพลาตินัมอยู่} &= 195.09 \times 100 / 517.92 \\ &= 37.6679 \% \end{aligned}$$

ดีบุกใช้ในรูปของสแตนนัสคลอไรด์ ( $SnCl_2 \cdot 2H_2O$ ) น้ำหนักโมเลกุล 225.63  
จะมีดีบุก = 52.60 %



กรดไฮโดรคลอริกเป็นสารละลาย 37 % ความหนาแน่น 1.19  
กิโลกรัม/ลิตร

ถ้าเตรียมตัวรองรับอะลูมินา 50 กรัม

1. ต้องการพลาสติก =  $50 \times 1 / 96.5686$  กรัม

= 0.5177 กรัม

ต้องใช้คลอโรพลาสติก =  $100 \times 0.5177 / 37.6679$  กรัม

= 1.3744 กรัม

2. ต้องการดีบุก =  $50 \times 0.5 / 96.5686$  กรัม

= 0.2589 กรัม

ต้องใช้สแตนเนสคลอไรด์ =  $100 \times 0.2589 / 52.6$  กรัม

= 0.4922 กรัม

3. ต้องการ กรดไฮโดรคลอริก =  $50 \times 0.02 = 1$  กรัม

ต้องใช้กรดไฮโดรคลอริก 37 % =  $1 / 1.19 = 0.8403$  ลบ.ซม.

แต่ อัตราส่วนของปริมาตรต่อน้ำหนักของตัวรองรับ = 1 ลบ.ซม./กรัม

ฉะนั้น ปริมาตรของสารละลายที่ใช้ในการเคลือบผง = 50 ลบ.ซม.

ดังนั้นจึงต้องเติมน้ำอีก =  $50 - 0.8403 = 49.1597$  ลบ.ซม.

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก จ. ตัวอย่างการคำนวณความเร็วเชิงสเปซ

เมื่อขนาดของเครื่องปฏิกรณ์เคมีมีเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน	0.6	ซม.
เบดบรรจุตัวเร่งปฏิกิริยาสูง	1.0	ซม.
ปริมาตรของตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์	=	$\pi \times (0.3)^2 \times 1$ ลบ.ซม.
	=	0.28274 "
อัตราการไหลของแก๊สที่ 30 ° ซ	=	250 ลบ.ซม./นาท
หาอัตราการไหลของแก๊สที่สภาวะมาตรฐาน		

$$V_{STP} = \frac{V_R \times T_{STP}}{T_R}$$

$$= \frac{250 \times 273}{(273+30)} \quad \text{ลบ.ซม.}$$

$$= 225.24 \quad "$$

อัตราการไหลของแก๊สที่สภาวะมาตรฐาน = 225.24 ลบ.ซม./นาท

เมื่อ  $V_{STP}, V_R$  = ปริมาตรของแก๊สที่สภาวะมาตรฐานและที่อุณหภูมิที่วัดตามลำดับ

$T_{STP}, T_R$  = อุณหภูมิที่สภาวะมาตรฐานและอุณหภูมิที่ทำการวัดปริมาตรการไหลของแก๊สตามลำดับ

นิยาม ความเร็วเชิงสเปซ =  $\frac{\text{ปริมาตรของแก๊สที่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์ที่สภาวะมาตรฐาน}}{\text{ปริมาตรของเบดของตัวเร่งปฏิกิริยา}}$

$$= \frac{225.24 \times 60}{0.28274} \quad \text{ซม.}^{-1}$$

$$= 47797.41 = 4.7797 \times 10^4 \quad "$$

ภาคผนวก ฉ. ตัวอย่างการคำนวณร้อยละของการเลือกเกิดแก๊สไฮโดรคาร์บอนและผลได้ของ  
ผลิตภัณฑ์ (Space Time Yield)

LPG dehydrogenate		Run no.60		PACKING	Pt-Catalyst S.V. =		73402.37 (hr <sup>-1</sup> )	2/4/87		:
FLOW RATE		422.30 CC/MIN H2 DILUENT								
TEMP 550 C OUTLET		FLOW RATE OUT		440.09 cc/min						
SUBSTANCE	PEAK AREA	ATTEN.	AREA.	MOL CAL.	VOL %	MOL/min	C MOL/min	SELEC.	% SEL	STY
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
C1	0.013	128	1.276 :	4.12E-06	0.05	9.07E-04	9.07E-04	0.0063	0.01	1.10E+02 :
C2	0.198	128	19.905 :	2.54E-05	0.30	5.59E-03	1.12E-02	0.0097	0.02	8.53E+01 :
C2=	0.000	128	0.000 :	0.00E+00	0.00	0.00E+00	0.00E+00	0.0000	0.00	0.00E+00 :
C3	3.890	256	805.599 :	8.32E-04	9.80	1.83E-01	5.49E-01			
C3=	0.410	128	45.789 :	6.02E-05	0.71	1.33E-02	3.98E-02	0.4357	0.78	2.56E+03 :
iC4	2.440	128	283.227 :	2.79E-04	3.28	6.14E-02	2.46E-01			
nC4	2.238	128	254.207 :	2.30E-04	2.71	5.06E-02	2.02E-01			
C4=	0.370	32	11.840 :	1.08E-05	0.13	2.38E-03	9.51E-03	0.1041	0.19	4.58E+02 :
IC5	0.150	32	4.800 :	3.41E-06	0.04	7.50E-04	3.75E-03			
NC5	0.020	32	0.640 :	4.39E-07	0.01	9.66E-05	4.83E-04			
C6	0.000	16	0.000 :	0.00E+00	0.00	0.00E+00	0.00E+00	0.0000	0.00	0.00E+00 :
H2	0.000	16	0.000 :	0.00E+00	0.00	0.00E+00	0.00E+00			
H2	4.300	64	275.168 :	7.05E-03	82.98	1.55E+00	0.00E+00			2.71E+03 :
(C3+C4 CONV.)	8.15 : TOTAL			8.49E-03	100.00	1.87E+00	1.06E+00	0.5557	1.00	5.92E+03 :
									H2/HC =	0.84 :

คอลัมน์ (4) = (2) x (3) = พื้นที่ใต้พีกของผลิตภัณฑ์ที่อ่านได้จากเครื่องแก๊สโครมาโตกราฟ

คอลัมน์ (5) = (4) x แฟกเตอร์ของแก๊สแต่ละตัว = จำนวนโมลของแก๊สนั้นในปริมาตร 2

ลูกบาศก์เซนติเมตร ที่ทำการวิเคราะห์

คอลัมน์ (7) = (4) x ปริมาตรการไหลของแก๊สด้านออกจากเครื่องปฏิกรณ์เคมี / 2

คอลัมน์ (8) = (7) x จำนวนคาร์บอนใน 1 โมเลกุลของแก๊สนั้น

คอลัมน์ (9), (10) นำมาคิดเป็นสัดส่วนการเกิดของแก๊สนั้น คิดเฉพาะแก๊สที่เป็นผลิตภัณฑ์จาก

ปฏิกิริยา

คอลัมน์ (11) = (7) x 60 x ปริมาตรแก๊สด้านออก / ปริมาตรแก๊ส 2 ลบ.ซม. ที่ทำการวิ

เคราะห์

$$= (7) \times 60 \times 382.17 / 2$$

$$= \text{ผลได้ของผลิตภัณฑ์จากปฏิกิริยา}$$



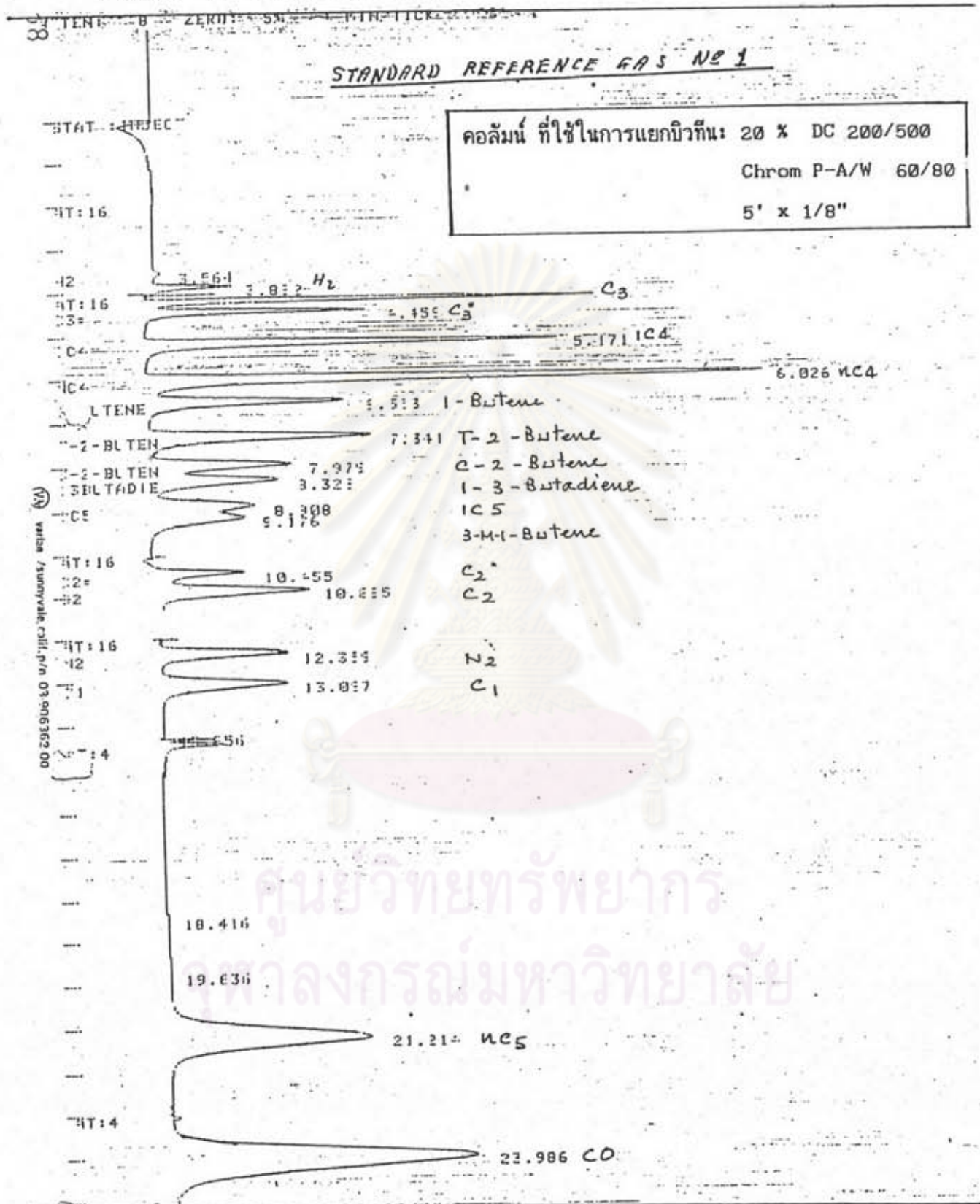
นิยาม ร้อยละของการเลือกเกิดแก๊สผลิตภัณฑ์ =  $\frac{\text{สัดส่วนของ โมลของคาร์บอนของผลิตภัณฑ์} \times 100}{\text{จำนวน โมลคาร์บอนของผลิตภัณฑ์ทั้งหมด}}$

ผลได้ของผลิตภัณฑ์จากปฏิกิริยา =  $\frac{\text{จำนวน โมลของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นต่อหน่วยเวลา}}{\text{ปริมาตรของตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์เคมี}}$

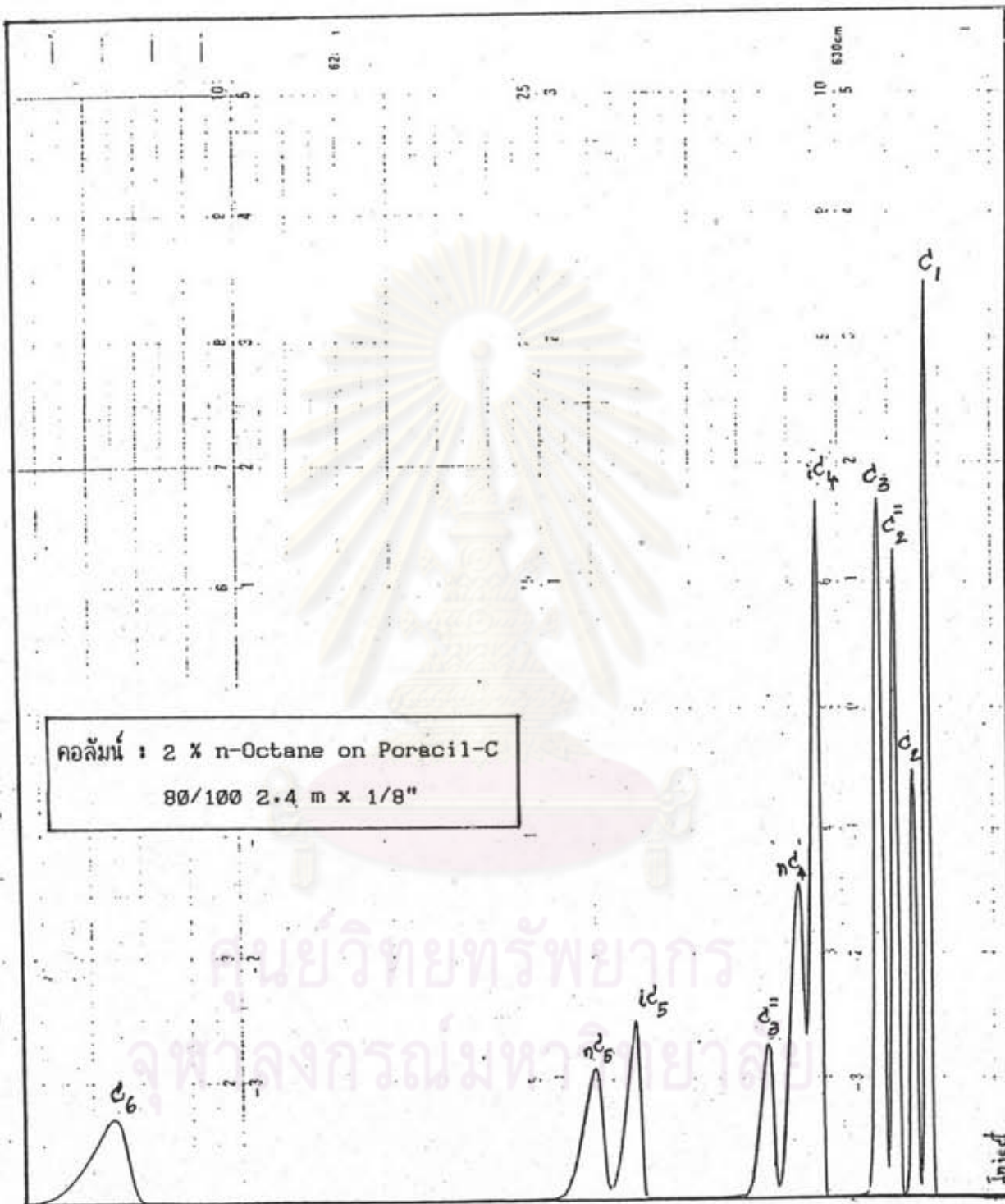


ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข. โดอะแกรมแก๊สในการทดลองจากเครื่องแก๊สโครมาโตกราฟี



รูปที่ ข.1 แสดงโดอะแกรมของแก๊สชีวทิน



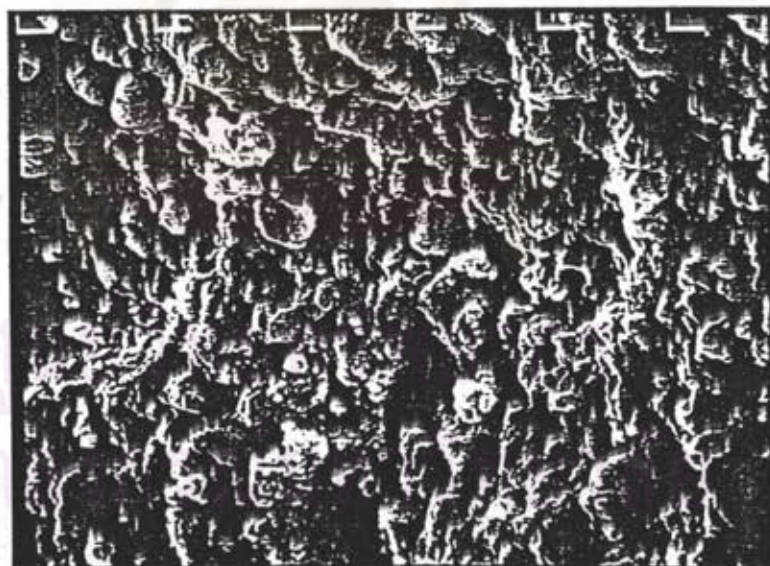
รูปที่ ๑.๒ แสดงไดอะแกรมของแก๊สไฮโดรคาร์บอนเบาไม่เกิน ๖ คาร์บอนอะตอม



ภาคผนวก ช. รูปสแกนนิ่งอิเล็กตรอนไมโครสโคปของตัวเร่งปฏิกิริยา



รูปที่ ช.1 แสดงรูปสแกนนิ่งอิเล็กตรอนไมโครสโคปของ Pt-Sn/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ก่อนทำปฏิกิริยา (กำลังขยาย 3500 เท่า)



รูปที่ ช.2 แสดงรูปสแกนนิ่งอิเล็กตรอนไมโครสโคปของ Pt-Sn/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> หลังทำปฏิกิริยา และเกิดโค้ก (กำลังขยาย 2000 เท่า)

ภาคผนวก ฅ. การคำนวณเปรียบเทียบการทำปฏิกิริยาของระบบแก๊สปีโตรเลียม  
อย่างเดียวกับระบบของแก๊สปีโตรเลียมกับไฮโดรเจน(20:80)

การทำปฏิกิริยาทำดีไฮโดรเจนเนชันที่อุณหภูมิคงที่ 550 °C ความเร็วเชิงสเปซ  
ประมาณ  $5.2 \times 10^4$  ชม.<sup>-1</sup> เปรียบเทียบออกมาเป็นปริมาณของโพรพิลีนและบิวทิลีนต่อ  
หน่วยของแก๊สปีโตรเลียมที่เปลี่ยนไป โดยแม้ว่าระบบของแก๊สปีโตรเลียมกับไฮโดรเจนจะได้  
โพรพิลีนและบิวทิลีนน้อยกว่าระบบของแก๊สปีโตรเลียมอย่างเดียว แต่เมื่อนำมาคิดต่อหน่วยของ  
แก๊สปีโตรเลียมที่หายไป ระบบของแก๊สปีโตรเลียมกับไฮโดรเจนจะได้เปรียบกว่า โดยเอา  
ปริมาณของโพรพิลีนและบิวทิลีนจากตารางที่ 4.7 และ 4.9 มาคิด

1. ระบบของแก๊สปีโตรเลียมกับไฮโดรเจนจะ ได้รับความสัมพันธ์ของ โอลีนีลส์ที่  
ต้องการกับเวลาเป็น

$$y = 367.3673 - 83.7184t + 10.8974t^2$$

เมื่ออินทิเกรตหาพื้นที่ใต้กราฟที่เวลาใดๆจะได้ว่า

$$Y = 367.3673t - 41.8592t^2 + 3.6332t^3$$

โดยที่  $y$  คือ ปริมาณของ โพรพิลีนและบิวทิลีนต่อหน่วยของแก๊สปีโตรเลียม  
ที่เปลี่ยนไป

$t$  คือ เวลาที่ระบบของแก๊สปีโตรเลียมกับไฮโดรเจนทำปฏิกิริยา  
หน่วยเป็นชั่วโมง

$Y$  คือ พื้นที่ใต้กราฟเป็นปริมาณโพรพิลีนและบิวทิลีนรวมเมื่อเวลาใดๆ

2. ระบบของแก๊สปีโตรเลียมอย่างเดียวจะ ได้รับความสัมพันธ์คือ

$$y_p = 204.5416 - 53.70699t_p + 3.71949 t_p^2$$

เมื่ออินทิเกรตหาพื้นที่ใต้กราฟเมื่อเวลาใดๆจะได้ว่า

$$Y_p = 204.5416t_p - 26.8535t_p^2 + 1.23983 t_p^3$$



โดยที่  $y_r$  คือ ปริมาณของโพรพิลีนและบิวทิลีนต่อหน่วยของแก๊สปิโตรเลียม  
ที่เปลี่ยนไป

$t_r$  คือ เวลาที่ระบบของแก๊สปิโตรเลียมทำปฏิกิริยา, หน่วยเป็นชั่วโมง

$Y_r$  คือ พื้นที่ใต้กราฟเป็นปริมาณโพรพิลีนและบิวทิลีนรวมเมื่อเวลาใด

ระบบแก๊สปิโตรเลียมกับไฮโดรเจนทำงาน 1 ชั่วโมง จะได้โพรพิลีนและบิวทิลีน  
เท่ากับ 329.1406 หน่วยต่อหน่วยของแก๊สปิโตรเลียมที่เปลี่ยนไป ขณะที่ระบบของแก๊ส  
ปิโตรเลียมอย่างเดียวทำงาน 1 ชั่วโมง จะได้โพรพิลีนและบิวทิลีนเท่ากับ 178.9279 หน่วย  
ต่อหน่วยของแก๊สปิโตรเลียมที่เปลี่ยนไป ระบบของแก๊สปิโตรเลียมอย่างเดียวเมื่อเวลาผ่าน  
ไปปริมาณโอเลฟินส์ที่ต้องการยิ่งน้อยลงเพราะเกิดโค๊กมาก จำเป็นต้องทำปฏิกิริยาในช่วงที่มี  
โค๊กเกาะไม่มากนัก นั่นคือถ้าให้ระบบแก๊สปิโตรเลียมอย่างเดียวทำงานเป็นรอบๆ ก็  
จะสามารถให้ปริมาณโอเลฟินส์ที่ต้องการที่พอจะแข่งกับระบบของแก๊สปิโตรเลียมกับไฮโดรเจนได้  
ให้  $n$  เป็นจำนวนรอบของการทำปฏิกิริยา เพื่อให้ได้ปริมาณโพรพิลีนและบิวทิลีนออกมาเท่า  
กันจะได้ว่า

$$Y = n \times Y_r$$

เปรียบเทียบขณะที่ระบบของ  $\text{LPG} + \text{H}_2$  ทำงานในช่วง 1, 2 และ 3 ชั่วโมง  
และระบบของ  $\text{LPG}$  ทำงานเป็นรอบๆ (cycle) ตัวเลขเปรียบเทียบแสดงในตาราง ๘.1  
และเป็นกราฟรูป ๘.1

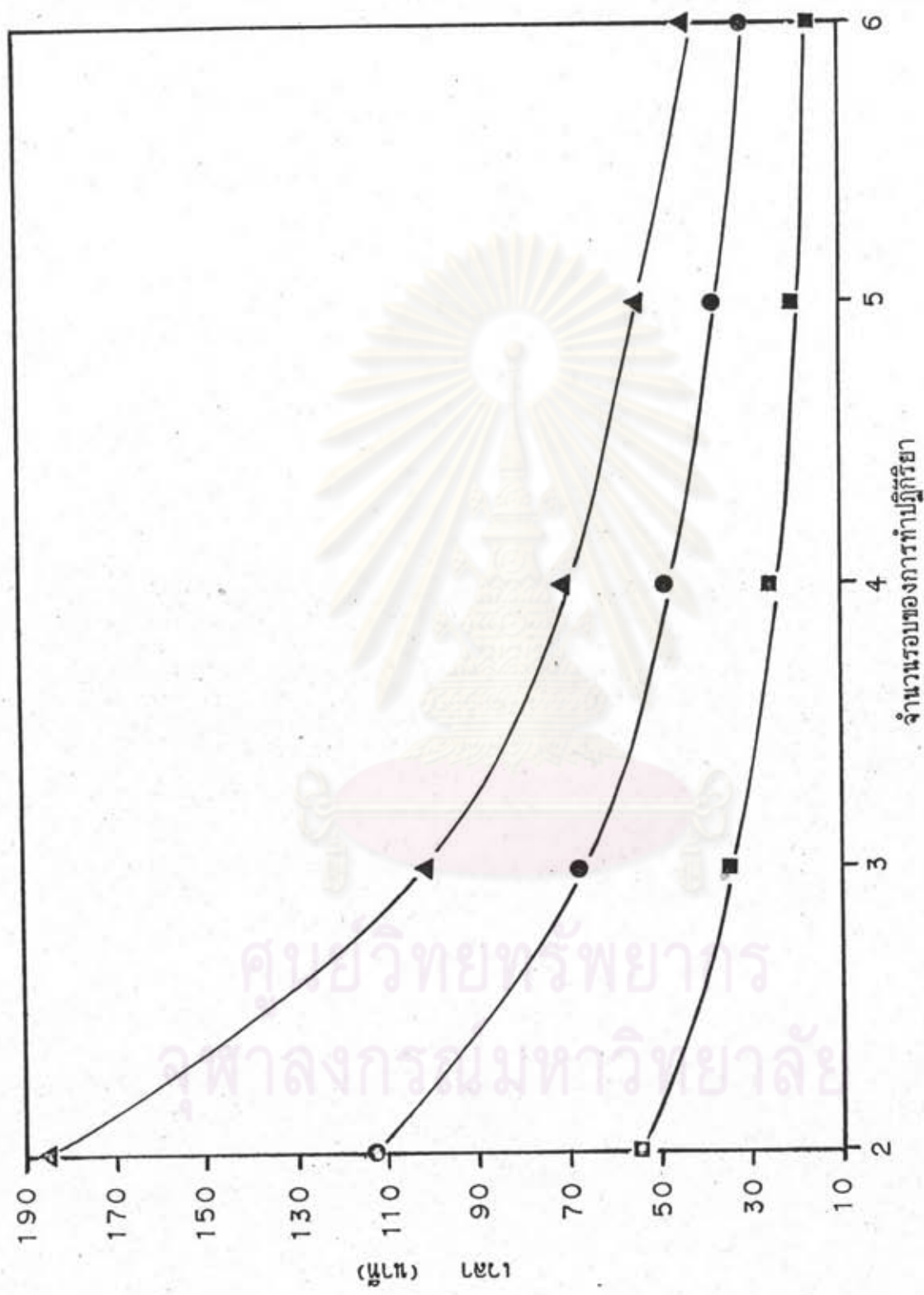
ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ตารางที่ ๗.1 แสดงเวลาที่ทำงานในแต่ละรอบของระบบแก๊สปิโตรเลียมอย่างเดี่ยวเปรียบเทียบกับเวลาทำงานของระบบแก๊สปิโตรเลียมกับไฮโดรเจนในช่วง 1.2 และ 3 ชั่วโมง ตามลำดับ

จำนวนรอบ ของการทำ ปฏิกิริยา	เวลาที่ระบบแก๊สปิโตรเลียมทำปฏิกิริยาใน 1 รอบ (นาที)		
	LPG + H <sub>2</sub> ทำงาน 1 ชั่วโมง	LPG + H <sub>2</sub> ทำงาน 2 ชั่วโมง	LPG + H <sub>2</sub> ทำงาน 3 ชั่วโมง
2	54.50	112.96	185.00
3	34.76	67.86	101.17
4	25.54	48.74	70.74
5	20.19	38.06	54.55
6	16.69	31.24	44.43

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ ๗.1 แสดงการเปรียบเทียบเวลาในการทำปฏิกิริยาของระบบแก๊สไฮโดรเลียม  
 ในห้องเรียนของการทำปฏิกิริยา เมื่อระบบของแก๊สไฮโดรเลียมกับไฮโดรเจนทำงานในช่วงเวลา  
 ต่างๆกัน คือ 1, 2 และ 3 ชั่วโมง ตามลำดับ

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
 ภาควิชาเคมี มหาวิทยาลัย

## ประวัติผู้เขียน

นายนพดล สายะเสวี สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเคมี  
วิศวกรรม(เทคโนโลยีทางเชื้อเพลิง) จากภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
หลังจากจบการศึกษาได้เข้าทำงานเป็นวิศวกรในโรงงานของบริษัทบางกอกกล๊าส และบริษัท  
ไทยกันไซท์ ตามลำดับ ปี พ.ศ. 2528 เข้าศึกษาปริญญาโทสาขาเทคโนโลยีปิโตรเคมี  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย