



ศูนย์วิจัยและหอสมุดสงงาน
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายงานฉบับสมบูรณ์

โครงการ

การวิเคราะห์การใช้พลังงานและมาตรการการประหยัดพลังงาน
ในโรงงานอุตสาหกรรมโดยใช้แนวคิดเกี่ยวกับสมรรถนะ
เชิงวิธีวิพากษ์ในองค์

โดย

รศ.ดร. วิวัฒน์ วัฒนประเสริฐ

เสนอ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กันยายน ๒๕๓๐



ศูนย์วิจัยและอบรมพลังงาน
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รายงานฉบับสมบูรณ์

โครงการ

การวิเคราะห์การใช้พลังงานและมาตรการการประหยัดพลังงาน
ในโรงงานอุตสาหกรรมโดยใช้แนวคิดเกี่ยวกับเอ็กเซอร์ยี
เสริมวิธีวินิจฉัยในอดีต

โดย

รศ.ดร. วิวัฒน์ ตันตะพานิชกุล

เสนอ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กันยายน 2530



บทคัดย่อ

โครงการวิจัยนี้ ได้เสนอหลักการเกี่ยวกับการคำนวณเอ็กเซอร์ยีในอุตสาหกรรม การผลิต เพื่อเสริมการวินิจฉัยพลังงานในอดีต นอกจากการประยุกต์ การวิเคราะห์พลังงาน และเอ็กเซอร์ยีดังกล่าว กับโรงงานผลิตกรดไนตริก ซึ่งได้มีผู้ศึกษาในต่างประเทศแล้ว งานวิจัยนี้ยังได้เก็บข้อมูลการใช้พลังงาน จากโรงงานอุตสาหกรรมตัวอย่างภายในประเทศ (โรงงานน้ำตาลแห่งหนึ่งในจังหวัดชลบุรี) จากนั้นได้ทำการวิเคราะห์การใช้พลังงาน โดยอาศัยกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์และเสริมผลการวินิจฉัยด้วยการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยี การวิเคราะห์ทั้งสองแบบข้างต้นได้ทำขึ้นในสองระดับ คือ ระดับของทั้งโรงงาน และระดับ ระบบย่อยของโรงงาน ซึ่งประกอบด้วยระบบผลิตไอน้ำ, ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหันไอน้ำ, ระบบผลิตไฟฟ้าแบบเครื่องดีเซล, ระบบหีบอ้อย และระบบผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย นอกจากนี้ ยังได้เปรียบเทียบผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานและเอ็กเซอร์ยีของทั้งโรงงาน และของแต่ละระบบย่อยในฤดูก่อนการปรับปรุง และหลังการปรับปรุงอีกด้วย

จากผลการวิเคราะห์พบว่าในช่วงก่อนการปรับปรุง (ฤดูการผลิต 1982-85) ระบบผลิตไอน้ำมีอัตราการป้อนพลังงานสูงเป็นอันดับหนึ่งคือเฉลี่ย 6.13×10^5 kcal/ตัน น้ำตาล ส่วนกระบวนการผลิตน้ำตาล มีอัตราการป้อนพลังงานเป็นลำดับสองคือเฉลี่ย 4.15×10^5 kcal/ตันน้ำตาล เมื่อวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีแล้วพบว่าระบบทั้งสองมีอัตราการป้อนเอ็กเซอร์ยี 6.62×10^5 kcal/ตันน้ำตาลและ 1.05×10^5 kcal/ตันน้ำตาล ตามลำดับ เมื่อได้ทำการปรับปรุงโดยการเปลี่ยนหม้อไอน้ำ และเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบกังหันไอน้ำ ให้มีขนาดโตขึ้น เพื่อเพิ่มการทำ cogeneration แล้วพบว่า การป้อนพลังงานและเอ็กเซอร์ยี หลังการปรับปรุง (ฤดูการผลิต 1985-86) มีปริมาณลดลงดังนี้

ระบบผลิตไอน้ำป้อนพลังงานเป็น 5.87×10^5 kcal/ตันน้ำตาล และเอ็กเซอร์ยี เป็น 6.35×10^5 kcal/ตันน้ำตาล

ส่วนกระบวนการผลิตน้ำตาลเป็นน้ำอ้อยป้อนพลังงานเป็น 4.22×10^5 kcal/ตัน น้ำตาล และเอ็กเซอร์ยี 7.90×10^5 kcal/ตันน้ำตาล

นอกจากนี้ งานวิจัยนี้ได้ประเมินต้นทุน (ค่าใช้จ่าย) พลังงานต่อหน่วยผลผลิต น้ำตาล ก่อนและหลังการปรับปรุง เปรียบเทียบประสิทธิภาพการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต น้ำตาล ก่อนและหลังการปรับปรุง, ค่าแนวระยะเวลาดำเนินการของการปรับปรุงที่ได้ดำเนินการ ในปี 1985 และเสนอแนวทางปรับปรุงในอนาคตด้วย

ABSTRACT

The present research project has outlined the principles of exergy calculations in the process industries in order to augment conventional energy analysis. In addition to applying the described energy and exergy analysis to a nitric acid plant, which has already been investigated abroad, the present work has also collected energy consumption data from a sample industrial plant in Thailand (a sugar refinery plant in the Cholburi Province). Then detailed energy analysis was carried out using the first law of thermodynamics and the results of the energy audit was augmented with exergy analysis. The above two types of analysis were carried out at two levels, namely, the entire-plant level and the sub-system level consisting of the steam generation system, the steam turbo-generator system, the diesel generator system, the sugar-cane milling system and the sugar production process from cane juice. Furthermore, comparison of the results of such analysis at the entire-plant level and the sub-system level were made between the production seasons before and after improvement.

According to the results of analysis, it was found that during the period before improvement (1982-1985 production seasons), the steam generation system had the highest energy input rate amounting to a seasonal average of 6.13×10^5 kcal per ton sugar, and the sugar production process had the second highest input rate amounting to a seasonal average of 4.15×10^5 kcal/ton sugar, when exergy analysis was made, it was found that the above two systems had the following exergy input rates, respectively: 6.62×10^5 kcal/ton sugar and 1.05×10^5 kcal/ton sugar. After improvement had been made (in production season 1985-1986) by replacing a boiler and the steam turbo-generator with larger ones in order to increase cogeneration, it was found that the input

rates of energy and exergy were reduced as follow:

For the steam generation system, the energy and exergy input rates became 5.87×10^5 kcal per ton sugar and 6.35×10^6 kcal per ton sugar, respectively.

For the sugar production process, the energy and exergy input rates became 4.22×10^5 kcal per ton sugar and 7.90×10^5 kcal per ton sugar, respectively.

Furthermore, the present work has estimated the energy costs per unit yield of sugar before and after improvement, made comparison regarding energy consumption per unit yield of sugar before and after improvement, calculated the pay-back period for the improvement implemented in 1985 and also recommended future improvement.

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กิติกรรมประกาศ

งานวิจัยฉบับสมบูรณ์นี้ สำเร็จลงได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างดีจากหลายฝ่าย
ก่อนอื่นข้าพเจ้าขอขอบคุณ คณะกรรมการปฏิบัติการกิจวิจัยพลังงาน จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ที่ได้อนุมัติเงินทุนอุดหนุนโครงการวิจัยนี้ และขอขอบคุณ น.ส.รุจิรา ตาปราบ ที่ได้ทำ
หน้าที่ผู้ช่วยวิจัยของ โครงการนี้อย่างดีโดยตลอดตั้งแต่แรกจนจบ นอกจากนี้ ก็ขอขอบคุณ
ศูนย์วิจัยและอบรมพลังงาน ที่ได้ให้ความสะดวกในการติดต่อและดำเนินการโครงการนี้

วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่

2.1	เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของธาตุต่าง ๆ	17
2.2	เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของสารอินทรีย์หลัก	18
2.3	เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของสารอินทรีย์หลัก	18
2.4	เอ็กเซอร์ยีมาตรฐานของเชื้อเพลิงเตี๋ยว	21
2.5	เอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยาหลัก	25
3.1	Process streams in ammonia production	35
3.2	Process streams in nitric acid production	35
3.3	Exergy Losses by Plant Area	37
3.4	Reactor System Exergy Losses	38
3.5	Reactor System Exergy Losses with Inevitable Reactor Loss Discounted	38
3.6	Refrigeration System Exchangers--Loads and Second Law Efficiencies	40
3.7	Exergy Losses	43
3.8	Energy Consumption of the Factory in 1983	46
3.9	Summary of Chillers Performances	59
3.10	Comparison of Steam Generation Performances	60
3.11	Losses of Available Power in the Refinery	62
4.1	Exergy Loss [%] in Process	80
4.2	Comparison Exergy Loss	81
5.1	ประสิทธิภาพเชิงเอนทัลปี, เอ็กเซอร์ยีและ irreversibility ของโรงงานน้ำตาล	114
5.2	ผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานน้ำตาล ก่อนการปรับปรุง	115
5.3	ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานความร้อนต่อหน่วยผลผลิต ของ ระบบย่อยในโรงงานน้ำตาล	121
5.4	ผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานน้ำตาล หลังการปรับปรุง	124

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่		หน้า
6.1	การออกแบบพลังงาน (ความร้อน+ไฟฟ้า) และเอ็กเซอร์ยีต่อหน่วยผลผลิตแต่ละฤดู	137
6.2	การเปรียบเทียบการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต และการใช้เอ็กเซอร์ยีต่อหน่วยผลผลิตของทั้งโรงงาน ก่อนและหลังการปรับปรุง	139
7.1	ข้อมูลพื้นฐานเกี่ยวกับสถานภาพการผลิตและการใช้พลังงานก่อนและหลังการปรับปรุง	140
7.2	สถานภาพการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต ก่อนและหลังการปรับปรุง	142
7.3	การเปรียบเทียบสถานภาพการใช้พลังงาน/ต้นน้ำตาล ก่อนและหลังการปรับปรุง	145

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

เลขหมู่	ดศ
	ดศ 15
เลขทะเบียน	004334
วัน.เดือน.ปี	1 ก.พ. 31

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1 ระบบปริมาตรควบคุม	7
3.1 Flow sheet ของกระบวนการผลิตแอมโมเนียจากก๊าซธรรมชาติ	34
3.2 Flow sheet ของกระบวนการผลิตกรดไนตริกจากแอมโมเนีย	34
3.3 Process Block Diagram	36
3.4 Process Reactor System: Flow Diagram	37
3.5 Refrigeration System	39
3.6 Atmospheric Pressure Ammonia Converter	41
3.7 Best Practical Ammonia Converter	42
3.8 Simplified Nitric Acid Process	44
3.9 Simplified Bang Pa-In Paper Production Process Flow Chart	45
3.10 Break-down of Bang Pa-In Paper Mill Factory's Demand	46
3.11 Historical yearly energy consumption	47
3.12 Monthly Energy Consumption	48
3.13 Simplified Piping Diagram in Boiler House	49
3.14 Closed Loop for Improving	55
3.15 Electricity Consumption of BH	57
3.16 Electricity Demand Two Hour Periods Characteristics	57
3.17 Electricity Consumption of Major Users	58
3.18 Energy Index and Cost Effectiveness	58
3.19 Flow-sheet of the Considered Refinery	61
4.1 Simplified Flow Diagram of Nitric Acid Plant	82
4.2 Relationship of Temperature and $\ln K$ of Reactions	83
4.3 Temperature and $\ln K$ of reactions	84
4.4 $K_{overall}$ and Temperature	85
4.5 Energy Flow Diagram of Plant	86
4.6 Exergy Flow Diagram of Plant	88

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่		หน้า
5.1	Simplified Flow Diagram of Sugar Production Process	94
5.2	Trend of Seasonal Energy Consumption in Sugar Production Process	95
5.3	Amount of Seasonal Production of Sugar	95
5.4	Trend of Seasonal Specific Energy Consumption in Sugar Production Process	96
5.5	Amount of Seasonal Specific Energy Consumption in Sugar Production Process	96
5.6	Simplified Flow Diagram of Sugar Production Plant (1982-1985) before Improvement	97
5.7a	Trend of First-law Efficiency of Various Subsystems of Sugar Plant	116
5.7b	Trend of Second-law Efficiency of Various Subsystems of Sugar Plant	116
5.8	Trend of Irreversibility of Various Subsystems	117
5.9	Trend of Specific Energy Consumption by Subsystems	117
5.10	Operating Conditions after Major Improvement (season 1986-1986)	123
6.1	Energy Flow Diagram of Sugar Plant before Improvement (1982-1985 seasons)	129
6.2	Exergy Flow Diagram of Sugar Plant before Improvement (1982-1985 seasons)	131
6.3	Energy Flow Diagram of Sugar Plant after Improvement	133
6.4	Exergy Flow Diagram of Sugar Plant after Improvement	135

สัญลักษณ์



- C_p : ค่าความร้อนจำเพาะที่ p คงที่
- C_v : ค่าความร้อนจำเพาะที่ V คงที่
- E : พลังงานรวม (Total Energy), kJ
- E_k : พลังงานจลน์ (Kinetic Energy), kJ
- E_p : พลังงานศักย์ (Potential Energy), kJ
- Ex : เอ็กเซอร์ยี, kJ
- ex : เอ็กเซอร์ยีจำเพาะ (Specific Exergy), kJ/kg
- \bar{e}_x : เอ็กเซอร์ยี/โมล, kJ/mol
- g : แรงโน้มถ่วงของโลก, m/s^2
- G : ค่า Gibbs free energy
- \bar{G} : Gibbs free energy/โมล, kJ/mol
- H : เอนทัลปี, kJ
- h : เอนทัลปีจำเพาะ, kJ/kg
- \bar{h} : เอนทัลปี/โมล, kJ/mol
- I : ความย้อนกลับไม่ได้ (Irreversibility)
- m : มวลไหลเข้า-ออกระบบ, kg/hr
- N : จำนวนโมลของสาร
- p : ความดันสมบูรณ์ของระบบ, N/m^2
- P_0 : ความดันที่สภาวะแวดล้อม, bar
- P_k : ความดันย่อยขององค์ประกอบ k , N/m^2
- \bar{R} : Universal gas constant, $kJ/m^3_N \cdot K$
- S : เอนโทรปีของระบบ, kJ/kg K
- S_0 : เอนโทรปีของสิ่งแวดล้อม, kJ/kg K
- \bar{s} : เอนโทรปี/โมล, kJ/mol
- T_0 : อุณหภูมิที่สภาวะแวดล้อม, K
- U : พลังงานภายใน (Internal Energy) ของระบบ, kJ
- \bar{u} : พลังงานภายใน/โมล, kJ/mol
- V : ปริมาตรของระบบ, m^3
- v : ความเร็วของการไหลของมวลเข้า-ออกจากระบบ, m/s
- W : งานกลหรืองานไฟฟ้าที่กระทำข้ามขอบเขต, W
- x_k : Mole fraction ขององค์ประกอบ k

- Z : ความสูงของระบบ, m
 μ : ค่า chemical potential
 φ : Fugacity coefficient

Subscript

- \emptyset : สภาวะสิ่งแวดลอม
cv : ระบบปริมาตรควบคุม
1 : สภาวะเริ่มต้นของระบบ
2 : สภาวะสุดท้ายของระบบ
F : เชื้อเพลิง

Superscript

- . : ค่าต่อหน่วยเวลา
ch : เชิงเคมี (chemical)
th : เชิงความร้อน (thermal)
ph : เชิงกายภาพ (physical)

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ข
กิตติกรรมประกาศ	ง
สารบัญตาราง	จ
สารบัญรูป	ช
สัญลักษณ์	ณ
บทที่	
1 บทนำ	1
2 เอ็นทัลปี (enthalpy) และเอ็กเซอร์ยี (exergy)	3
2.1 เอ็นทัลปี (enthalpy)	3
2.2 เอ็กเซอร์ยี (exergy)	5
2.3 สมการดุลของระบบพลังงานในแง่เอ็นทัลปีและเอ็กเซอร์ยี	6
2.3.1 สมการดุลเอ็นทัลปี	6
2.3.2 สมการดุลเอ็กเซอร์ยี	7
2.4 การวิเคราะห์ระบบพลังงานโดยใช้เอ็นทัลปีและใช้เอ็กเซอร์ยี	7
2.4.1 การวิเคราะห์ระบบโดยใช้เอ็นทัลปี	7
2.4.2 การวิเคราะห์ระบบโดยใช้เอ็กเซอร์ยี	8
2.5 ตัวอย่างการวิเคราะห์ระบบพลังงานโดยใช้กฎข้อที่หนึ่งและข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์	9
2.6 เอ็กเซอร์ยีของระบบสหองค์ประกอบ (Multicomponent System)	11
2.6.1 ศักยภาพเชิงเคมี	11
2.6.2 สมดุลของเฟส	13
2.6.3 ก๊าซผสมเชิงอุดมคติ	13
2.6.4 เอ็กเซอร์ยีของก๊าซผสมเชิงอุดมคติ	14
2.7 เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี (chemical exergy)	15
2.8 เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิง	19
2.9 เอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยา	22
2.9.1 วิธีคำนวณเอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยาหลัก	23

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.10 สรุปสมการสำหรับคำนวณเอ็กเซอร์ยีของระบบต่าง ๆ	26
2.10.1 สมการคำนวณเอ็กเซอร์ยีเชิงความร้อน	26
2.10.2 สมการคำนวณเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี	30
3 ตัวอย่างการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีร่วมกับเอนทัลปีในอุตสาหกรรม	33
4 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของโรงงานผลิตกรดไนตริก	66
4.1 คำนำ	66
4.2 ขบวนการผลิตกรดไนตริกอย่างคร่าว ๆ	66
4.3 ดุลเชิงมวลและดุลเชิงความร้อนของโรงงานกรดไนตริก	67
4.3.1 ฐานข้อมูลที่ใช้ในการคำนวณ	67
4.3.2 สมการดุลเชิงมวล	67
4.3.3 สมการดุลเชิงความร้อน	68
4.3.4 สมดุลเชิงเคมีของระบบ	68
4.3.5 สมมติฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์พลังงาน	69
4.4 ผลการแก้สมการดุลเชิงมวลและดุลความร้อน (เอนทัลปี)	69
4.4.1 ผลการทำดุลเชิงมวลของแต่ละหน่วย	70
4.4.2 ผลการทำดุลความร้อนของแต่ละหน่วย	73
4.5 ผลการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีของแต่ละหน่วย	77
4.6 การอภิปรายและสรุปประเด็นสำคัญ	90
5 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของโรงงานผลิตน้ำตาล	91
5.1 กระบวนการผลิตน้ำตาลทั่วไป	92
5.2 ข้อมูลการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต	93
5.3 การวิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานในอดีต	98
5.3.1 ข้อมูลที่ใช้ในตัวอย่างการคำนวณ	99
5.3.2 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของระบบผลิตไอน้ำ	99
5.3.3 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	105
5.3.4 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของระบบผลิตไฟฟ้าโดยเครื่องดีเซล	107
5.3.5 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของระบบหีบอ้อย	107

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
5.3.6 การวิเคราะห์เอ็นรัลปีและเอ็กเซอร์ชี่ของกระบวนการผลิต น้ำตาลจากน้ำอ้อย	111
5.3.7 สรุปผลการวิเคราะห์พลังงานของตัวอย่างการคำนวณข้างต้น	113
5.4 สรุปผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานผลิตน้ำตาลก่อนการปรับปรุง	114
5.4.1 แนวโน้มของประสิทธิภาพของระบบย่อยในโรงงาน	114
5.4.2 แนวโน้มของการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต	118
5.5 การอภิปรายผลและข้อแนะนำในการปรับปรุง	118
5.6 การวิเคราะห์การใช้พลังงานหลังการปรับปรุง	121
5.6.1 ข้อมูลที่ใช้ในการวิเคราะห์พลังงานหลังการปรับปรุง	122
5.6.2 ผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานน้ำตาล หลัง การปรับปรุง	122
5.7 การอภิปรายผลที่ได้จากการปรับปรุง	124
6 การวิเคราะห์และเปรียบเทียบผลที่ได้รับจากการปรับปรุง	126
6.1 แผนผังการไหลของพลังงานและของเอ็กเซอร์ชี่สำหรับทั้งโรงงาน	126
6.2 การเปรียบเทียบพลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ที่ป้อนเข้าระบบย่อย ก่อน และหลังการปรับปรุง	127
6.3 สรุป	128
7 การประเมินผลทางเศรษฐศาสตร์ของการดำเนินการปรับปรุง	140
7.1 ข้อมูลการซื้อใช้พลังงานในฤดูก่อนและหลังการปรับปรุง	140
7.2 การวิเคราะห์ต้นทุนพลังงานที่ซื้อใช้ต่อตันผลผลิตน้ำตาล	141
7.3 การคำนวณหาระยะเวลาคืนทุน (Payback Period)	143
7.3.1 กรณีคิดรวมหม้อไอน้ำและเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบกังหัน	143
7.3.2 กรณีคิดเฉพาะเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	144
7.4 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการใช้พลังงานต่อตันผลผลิตน้ำตาล ก่อน และหลังการปรับปรุง	144
7.5 สรุป	146
บรรณานุกรม	147
ภาคผนวก	149

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาของปัญหา

พลังงานเป็นปัจจัยหนึ่งที่สำคัญมากในอุตสาหกรรมการผลิต ไม่ว่าจะเป็นพลังงานในรูปใด เช่น พลังงานความร้อน พลังงานไฟฟ้า เป็นต้น ต่างล้วนเป็นสิ่งจำเป็นในกระบวนการผลิตในโรงงานอุตสาหกรรมทั้งสิ้น ด้วยเหตุนี้จึงจำเป็นที่จะต้องหันมาให้ความสนใจกับการใช้พลังงานในรูปต่าง ๆ ที่มีอยู่แล้ว ให้มีประสิทธิภาพสูงสุดในการใช้งาน

ในอดีตได้มีการวิเคราะห์ หรือวินิจฉัยการใช้พลังงานความร้อนในโรงงานอุตสาหกรรม เฉพาะในแง่ของเอนทัลปี (enthalpy) และประสิทธิภาพเชิงความร้อน (thermal efficiency) เท่านั้น วิธีดังกล่าวไม่ได้บอกให้ทราบว่า วิธีการใช้พลังงานนั้นเป็นวิธีที่เหมาะสมที่สุด หรือให้ประสิทธิภาพสูงสุดแล้วหรือยัง ด้วยเหตุนี้จึงมีการหันมาใช้แนวความคิดเกี่ยวกับเอ็กเซอร์ยี (exergy) มาเสริมวิธีวินิจฉัยพลังงานในโรงงานอุตสาหกรรม เพื่อให้ทราบว่า การใช้พลังงานในปัจจุบันให้ประสิทธิผลมากน้อยเพียงไร และแนวทางในการปรับปรุงหรือเปลี่ยนแปลงให้มีการใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพสูงขึ้น ควรดำเนินการอย่างไร

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 วิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานตัวอย่าง โดยทำการคำนวณเอนทัลปี (enthalpy) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนร่วมกับการคำนวณเอ็กเซอร์ยีและประสิทธิผลการใช้พลังงาน

1.2.2 จากผลการวิเคราะห์ในข้อ 1.2.1 กำหนดมาตรการประหยัดพลังงานที่มีประสิทธิภาพสูง สำหรับโรงงานอุตสาหกรรม

1.2.3 วิเคราะห์ผลเชิงเศรษฐศาสตร์ที่ได้รับจากการดำเนินมาตรการประหยัดพลังงานในโรงงานนั้น

1.3 ขอบข่ายของงานวิจัย

1.3.1 เลือกโรงงานอุตสาหกรรมตัวอย่าง (2 แห่ง) เพื่อหาข้อมูลต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องในกระบวนการผลิต

1.3.2 นำข้อมูลที่ได้มาวิเคราะห์การใช้พลังงาน ทั้งในแง่เอนทัลปี (enthalpy) และเอ็กเซอร์ยี (exergy) ของทั้งโรงงาน และของแต่ละระบบย่อยในโรงงาน

1.3.3 เสนอมาตรการปรับปรุงต่าง ๆ และวิเคราะห์เปรียบเทียบการใช้พลังงานก่อนและหลังการปรับปรุงที่ได้เลือกทำขึ้น

1.3.4 วิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์ที่ได้จากการปรับปรุงข้างต้น

1.4 ประโยชน์ของงานวิจัย

1.4.1 ทำให้ทราบถึงสภาพปัจจุบันของการใช้พลังงานความร้อน ในโรงงานอุตสาหกรรมตัวอย่าง (โรงงานผลิตน้ำตาล) ภายในประเทศ โดยเฉพาะประสิทธิผล (effectiveness) การใช้พลังงานของโรงงานดังกล่าว

1.4.2 ชี้ให้เห็นปัญหาที่แท้จริงของการปรับปรุงการใช้พลังงาน และผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

1.4.3 สาธิตวิธีประยุกต์แนวความคิดเอ็กเซอร์ยีกับอุตสาหกรรมการผลิตในประเทศ

1.4.4 ช่วยส่งเสริมการใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ ซึ่งรวมถึงการประหยัดพลังงานในอุตสาหกรรมการผลิต

เอนทัลปี (enthalpy) และเอ็กเซอร์ยี (exergy)

ในการวิเคราะห์การใช้พลังงาน จำเป็นต้องทราบถึงบทบาทของเอนทัลปี ซึ่งเกี่ยวข้องกับกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ และบอกให้ทราบถึงปริมาณความร้อนที่นำไปใช้งานและปริมาณความร้อนที่สูญเสีย เพื่อให้ทราบถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อน (thermal efficiency, η) ของระบบ ในงานวิจัยนี้ยังจำเป็นต้องทราบถึงประสิทธิผลเชิงความร้อน (ϵ) (Effectiveness, exergetic efficiency, rational efficiency, second law efficiency) ของระบบ

2.1 เอนทัลปี (enthalpy)

เอนทัลปี (enthalpy), H, มีหน่วยเป็นหน่วยของพลังงาน (เช่น J, cal, Btu เป็นต้น) นิยามของเอนทัลปีคือ

$$H = U + pV \quad (2.1)$$

เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงเกิดขึ้นกับระบบอาจเขียนได้ดังนี้

$$dH = dU + d(pV) \quad (2.2)$$

ถ้าระบบมีความดันคงที่,

$$dH = dU + pdV \quad (2.3)$$

จากกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ กล่าวว่า

$$\Delta E = Q - W \quad (2.4)$$

โดยให้ ปริมาณความร้อน (Q) ที่เข้าสู่ระบบมีเครื่องหมายเป็น +
 ปริมาณความร้อน (Q) ที่ออกจากระบบมีเครื่องหมายเป็น -
 งาน (W) ที่สิ่งแวดล้อมกระทำต่อระบบมีเครื่องหมายเป็น -
 งาน (W) ที่ระบบกระทำต่อสิ่งแวดล้อมมีเครื่องหมายเป็น +

ΔE เป็นพลังงานรวมทั้งหมดของระบบที่เปลี่ยนแปลง ซึ่งประกอบด้วยดังนี้

$$\Delta E = \Delta E_k + \Delta E_p + \Delta U \quad (2.5)$$

แต่ในกรณีของโรงงานเคมี, โรงไฟฟ้า เป็นต้น ทั้งพลังงานจลน์ (ΔE_k)
 และพลังงานศักย์ (ΔE_p) จะถือว่ามิตินัยผลน้อยมากจนตัดทิ้งไปได้ นั่นคือ

$$\Delta E = \Delta U \quad (2.6)$$

จาก (2.4) และ (2.6) จะได้ $\Delta U = Q - W$ (2.7)

หรือในเทอมดิฟเฟอเรนเชียล $dU = \delta Q - \delta W$ (2.8)

ในกรณีที่มีการป้อนความร้อนเข้าระบบปิดในลักษณะย้อนกลับได้ที่ความดันคงที่
 ความสัมพันธ์ระหว่างเอ็นทัลปีกับความร้อนของกระบวนการดังกล่าวจะเป็นดังนี้

เนื่องจากกระบวนการย้อนกลับได้, $\delta W = pdV$ (2.9)

เมื่อแทน (2.8) และ (2.9) ลงใน (2.3) จะได้

$$dH = \delta Q - pdV + pdV$$

$$dH = \delta Q \quad (2.10)$$

จาก (2.10) จะเห็นได้ว่าการเปลี่ยนแปลงของเอ็นทัลปีจะมีค่าเท่ากับการ
 เปลี่ยนแปลงของปริมาณความร้อนของระบบ

จากนิยามของค่าความร้อนจำเพาะ (specific heat) ต่อไปนี้

กรณี V คงที่ $C_v = \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_v$ (2.11)

กรณี p คงที่ $C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p$ (2.12)

จากสมการ (2.10) จะได้

$$C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p \quad (2.13)$$

จากสมการ (2.11) , (2.13) จะได้

$$\int_1^2 dU = \int_1^2 C_v dT \quad (2.14)$$

$$\int_1^2 dH = \int_1^2 C_p dT \quad (2.15)$$

ในที่นี้ 1 เป็นสภาวะเริ่มต้น และ 2 เป็นสภาวะสุดท้าย จาก (2.15) จะหาค่า H ในกรณีที่ C_p ไม่ขึ้นกับอุณหภูมิ ได้ดังนี้

$$\Delta H = H_2 - H_1 = C_p (T_2 - T_1) \quad (2.16)$$

ในกรณีที่ C_p เป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิ โดยทั่วไปสามารถเขียนได้ในรูปดังนี้

$$C_p = a + bT + cT^2 \quad (a, b, c \text{ เป็นค่าคงที่})$$

$$\text{ดังนั้น} \quad H_2 - H_1 = \int_1^2 (a + bT + cT^2) dT \quad (2.17)$$

$$= a(T_2 - T_1) + b/2(T_2^2 - T_1^2) + c/3(T_2^3 - T_1^3) \quad (2.17')$$

2.2 เอ็กเซอร์จี้ (exergy)

เอ็กเซอร์จี้ (exergy, Ex) หมายถึงศักยภาพสูงสุดในการทำงานของระบบที่มีสิ่งแวดล้อมเป็นอุณหภูมิ T_0 และความดัน P_0

เอ็กเซอร์จี้ของระบบสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้

$$\text{ในกรณีระบบเปิด (open system): } Ex = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (2.18)$$

$$\text{ในกรณีระบบปิด (closed system): } Ex = (U - U_0) - T_0(S - S_0) \quad (2.19)$$

2.3 สมการดุลของระบบพลังงานในแง่เอนทัลปีและเอนโทรปี

2.3.1 สมการดุลเอนทัลปี

สำหรับระบบเปิด:

$$\begin{aligned} & (\text{ผลรวมของปริมาณความร้อนที่ระบบได้รับ}) - (\text{ผลรวมของปริมาณงานกล} \\ & \quad \text{และไฟฟ้าที่ระบบจ่ายออก}) \\ & = (\text{ปริมาณการเพิ่มเอนทัลปีของระบบ}) \end{aligned}$$

นั่นคือ เขียนในรูปสมการดิฟเฟอเรนเชียลได้เป็น

$$\delta q - \delta w = dH \quad (2.20)$$

สำหรับระบบปิด:

$$\begin{aligned} & (\text{ผลรวมของปริมาณความร้อนที่ระบบได้รับ}) - (\text{ผลรวมของปริมาณงานกล} \\ & \quad \text{และไฟฟ้าที่ระบบจ่ายออก}) \\ & = (\text{ปริมาณการเพิ่มพลังงานภายในของระบบ}) \end{aligned}$$

หรือ เขียนในรูปสมการดิฟเฟอเรนเชียลได้เป็น

$$\delta q - \delta w = dU \quad (2.21)$$

ทั้งนี้ โดยถือว่าทั้งระบบเปิดและระบบปิด มีการเปลี่ยนแปลงปริมาณพลังงานศักย์และพลังงานจลน์น้อยมากจนตัดทิ้งได้

อนึ่ง ประสิทธิภาพตามกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ (η) ประเมินได้จากคำจำกัดความต่อไปนี้

$$\eta = \frac{(\text{ปริมาณพลังงานที่ใช้ประโยชน์}) \times 100 (\%)}{(\text{ปริมาณพลังงานที่ป้อนเข้า})}$$

2.3.2 สมการดุลเอ็กเซอร์ยี

$$\begin{aligned} (\text{เอ็กเซอร์ยีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ}) &= (\text{เอ็กเซอร์ยีที่ไหลออกจากระบบ}) + (\text{เอ็กเซอร์ยีสูญเสีย}) \\ &+ (\text{เอ็กเซอร์ยีที่ถูกทำลายเนื่องจากความย้อนกลับไม่ได้}) \end{aligned}$$

อนึ่ง ประสิทธิภาพตามกฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ (ϵ) คำนวณได้จาก

$$\epsilon = \frac{(\text{เอ็กเซอร์ยีที่ใช้งานจริง})}{(\text{เอ็กเซอร์ยีที่ป้อนเข้า})} \times 100 (\%)$$

2.4 การวิเคราะห์ระบบพลังงานโดยใช้เอนทัลปีและใช้เอ็กเซอร์ยี

2.4.1 การวิเคราะห์ระบบโดยใช้เอนทัลปี

กรณีระบบเปิด: [หมายเหตุ บางครั้งระบบเปิดจะให้ตัวห้อยเป็น cv (control volume)]

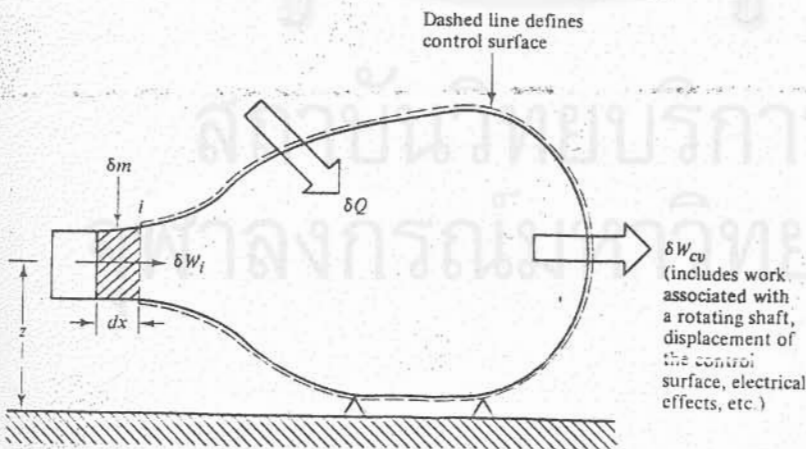


Figure 2-1 Control volume showing heat and work interactions as well as mass crossing the control surface.

การเปลี่ยนแปลงพลังงานเป็นดังนี้

$$dE_{cv} = \sum_i [h + (v^2/2) + gZ]_i \delta m_i + \delta Q - \delta W_{cv}$$

หรือ อัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงานของระบบเป็นดังนี้

$$dE_{cv}/dt = \sum_i [h + (v^2/2) + gZ]_i \dot{m}_i + \dot{Q} - \dot{W}_{cv}$$

ถ้าระบบทำงานที่สภาวะคงที่ (steady state) และไม่คิดพลังงานจลน์ และพลังงานศักย์จะได้

$$0 = \sum h_i \dot{m}_i + \dot{Q} - \dot{W}_{cv}$$

$$\text{หรือ } \dot{Q} - \dot{W}_{cv} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_i (h_{i2} - h_{i1}) \quad (2.22)$$

2.4.2 การวิเคราะห์ระบบโดยใช้เอนทาลปี

กรณีระบบเปิด:

อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีของระบบเป็นดังนี้

$$\frac{dEx}{dt} = \sum_{j=1}^n [1 - (T_0/T_j)] \dot{Q}_j - [\dot{W}_{cv} - p_0 (dV_{cv}/dt)] + \sum_i \dot{m}_i ex_i - \dot{i}$$

ถ้าระบบทำงานที่สภาวะคงที่ (steady state) และ $dV_{cv}/dt = 0$

$$\text{จะได้ } 0 = \sum_{j=1}^n [1 - (T_0/T_j)] \dot{Q}_j - \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{m}_i ex_i - \dot{i}$$

$$\text{หรือ } \dot{i} = \sum_{j=1}^n [1 - (T_0/T_j)] \dot{Q}_j - \dot{W}_{cv} + (\sum_i \dot{m}_i ex_i)_2 - (\sum_i \dot{m}_i ex_i)_1 \quad (2.23)$$

กรณีระบบปิด:

การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีเป็นดังนี้

$$\Delta E_x = \int_1^2 [1 - (T_0/T)] dQ - (W - p_0 \Delta V) - T_0 \Delta S \quad (2.24)$$

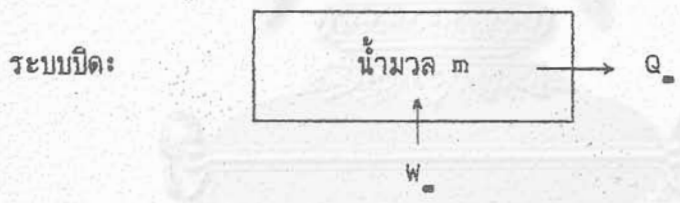
โดยที่เทอม $\int_1^2 [1 - (T_0/T)] dQ$ เป็นเอนทาลปีที่เปลี่ยนแปลงเนื่องจากการถ่ายเทความร้อน

เทอม $(W - p_0 \Delta V)$ เป็นเอนทาลปีที่เปลี่ยนแปลงเนื่องจากการถ่ายเทงาน

เทอม $T_0 \Delta S = I$ เป็นเอนทาลปีที่ถูกทำลายเนื่องจากความย้อนกลับไม่ได้ (Irreversibility)

2.5 ตัวอย่างการวิเคราะห์ระบบพลังงาน โดยใช้กฎข้อที่หนึ่งและข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์

ตัวอย่างที่ 1 การต้มน้ำร้อนด้วยไฟฟ้า



ในกรณีที่ทำน้ำให้ร้อนด้วยไฟฟ้า ปริมาณ W_{in} เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของน้ำจาก T_1 เป็น T_2 จากกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์:

$$-Q_{out} + W_{in} = \Delta U$$

$$= mC_p (T_2 - T_1)$$

ตามกฎข้อที่หนึ่ง; $\eta = [mC_p (T_2 - T_1)] / W_{in}$

ถ้าภาชนะต้มน้ำร้อนหุ้มฉนวนสมบูรณ์จะได้ $Q_{out} = 0$

ดังนั้น จะได้ $W_{in} = \Delta U$

แต่ $\Delta U = mC_p (T_2 - T_1)$

$$W_{\text{in}} = \Delta U = mC_p (T_2 - T_1)$$

ดังนั้น $\eta = \frac{mC_p (T_2 - T_1)}{W_{\text{in}}} \times 100$

$$\eta = 100\%$$

ตามกฎข้อที่สอง: $\epsilon = \frac{(\text{เอ็กเซอร์ยีที่ใช้งาน})}{(\text{เอ็กเซอร์ยีที่ป้อนเข้า})} \times 100$

จากสมการ (2.19) $\Delta Ex = \Delta U - T_0 \Delta S$ กรณีสำหรับระบบปิด

แต่ $\Delta U = mC_p (T_2 - T_1)$

และ $\Delta S = mC_p \ln (T_2/T_1)$

แทนค่าได้ $\Delta Ex = mC_p [(T_2 - T_1) - T_0 \ln(T_2/T_1)]$

ดังนั้น $\epsilon = \Delta Ex / W_{\text{in}}$

$$\epsilon = (mC_p / W_{\text{in}}) [(T_2 - T_1) - T_0 \ln(T_2/T_1)]$$

$$\epsilon = [mC_p (T_2 - T_1) / W_{\text{in}}] [1 - (T_0 / T_2 - T_1) \ln(T_2/T_1)]$$

$$\epsilon = \eta [1 - (T_0 / T_2 - T_1) \ln (T_2/T_1)]$$

เนื่องจากข้อมูลของตัวอย่างนี้เป็นดังนี้

$$T_0 = 27^\circ\text{C} \approx 300 \text{ K}$$

$$T_1 \approx T_0 \approx 300 \text{ K}$$

$$T_2 \approx 330 \text{ K}$$

แทนค่าในสมการ(1) ได้ $\epsilon = \eta [1 - (300/300) \ln(330/300)]$
 $\approx \eta \times 0.047$
 $\epsilon \approx 4.7\%$

จากตัวอย่างที่ 1 นี้ แสดงให้เห็นว่าถ้าพิจารณาในแง่กฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์แล้ว การต้มน้ำให้ร้อนด้วยพลังงานไฟฟ้า w_e จะได้ประสิทธิภาพความร้อน = 100% แต่เมื่อพิจารณาในแง่เอนโทรปีแล้วจะได้ค่า $\epsilon = 4.7\%$ เท่านั้น อาจสรุปได้ว่า

(1) การใช้ไฟฟ้าทำความร้อนนั้นเป็นการทำลายคุณภาพของพลังงานอย่างมาก ทั้งนี้เพราะไฟฟ้าเป็นพลังงานที่มีคุณภาพสูง แต่ถูกนำมาใช้ในการให้ความร้อนกับน้ำ ซึ่งพลังงานในน้ำอุ่นเป็นพลังงานที่มีคุณภาพต่ำ

(2) การทำน้ำอุ่นควรใช้พลังงานที่มีคุณภาพต่ำกว่านี้ เช่นพลังงานแสงอาทิตย์ จึงจะเป็นการใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ

2.6 เอนโทรปีของระบบองค์ประกอบ (Multicomponent system)

2.6.1 ศักย์ภาพเคมี (Chemical potential)

จากความสัมพันธ์ทั่วไปที่ว่า

$$dU = TdS - pdV \quad \text{composition fixed}$$

$$T = \left(\frac{\partial U}{\partial S} \right)_{V, \text{composition fixed}} \quad (a)$$

$$-p = \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_{S, \text{composition fixed}}$$

ถ้าระบบมีส่วนประกอบไม่คงที่ U จะเป็นฟังก์ชันต่อไปนี้

$$U = U(S, V, N_1, N_2, \dots, N_n)$$

โดย N_k ($k = 1, \dots, n$) คือจำนวนโมลขององค์ประกอบ ดังนั้นอาจแสดงค่า U ในรูปของ total differential ได้ดังนี้

$$dU = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{S, N} dS + \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{S, N} dV + \sum_{k=1}^n \left(\frac{\partial U}{\partial N_k}\right)_{S, V, N_1} dN_k \quad (b)$$

โดยตัวห้อย N ในสองเทอมแรกบ่งว่าส่วนประกอบของทุกองค์ประกอบมีค่าคงที่ในขณะที่ทำดิฟเฟอเรนเชียล ส่วนตัวห้อย N_1 ในเทอมที่สามและเทอมที่มากกว่าถือว่าส่วนประกอบคงที่ ยกเว้นองค์ประกอบตัวที่ k

$$\text{จาก (b) ให้ } T = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{S, N}, \quad -p = \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{S, N} \quad (c)$$

และนิยามศักย์ทางเคมี (chemical potential) ของสาร k เป็น

ดังนี้

$$\mu_k = \left(\frac{\partial U}{\partial N_k}\right)_{S, V, N_1}, \quad k = 1, \dots, n \quad (d)$$

โดยการใช้สมการ (c), (d) สมการ (b) จะกลายเป็น

$$dU = TdS - pdV + \sum_{k=1}^n \mu_k dN_k \quad (2.25)$$

หรือ

$$U = TS - pV + \sum_{k=1}^n N_k \mu_k \quad (2.26)$$

$$\text{นิยามให้เทอมสุดท้ายเป็น } G = \sum_{k=1}^n N_k \mu_k \quad (2.27)$$

โดยที่ $G = H - TS$ คือค่า Gibbs free energy ของระบบ

2.6.2 สมดุลของเฟส (phase equilibrium)

ในหัวข้อย่อหน้านี้ จะพูดถึงกรณีที่มีระบบที่มีจำนวนสถานะเท่ากับสองหรือมากกว่าสองสถานะที่อยู่ สมดุลกันในระบบ พิจารณาระบบปิดที่ประกอบด้วยสถานะ A และ B การเปลี่ยนแปลงของเอนโทรปี แสดงได้ดังนี้

$$dS = dS_A + dS_B \quad (f)$$

ให้แต่ละสถานะ (phase) ประกอบด้วยองค์ประกอบ 2 ชนิด คือ องค์ประกอบ 1 และ 2

จากสมการ (f) และ (2.25)

$$\begin{aligned} dS &= [(1/T_A) - (1/T_B)]dU_A + [(P_A/T_A) - (P_B/T_B)]dV_A \\ &\quad - [(\mu_{1A}/T_A) - (\mu_{1B}/T_B)]dN_{1A} - [(\mu_{2A}/T_A) \\ &\quad - (\mu_{2B}/T_B)]dN_{2A} \end{aligned} \quad (g)$$

ถ้าระบบมี 2 สถานะที่อยู่ในสมดุลทั้งเชิงความร้อนและเชิงกล และ องค์ประกอบทั้ง 1 และ 2 เป็นสารชนิดเดียวกันในทั้งสองสถานะ จะได้สมการ

$$dS = 1/T (\mu_{1B} - \mu_{1A}) dN_{1A} \quad (h)$$

โดย dN_{1A} เป็นปริมาณของสาร 1 ที่ถ่ายเทจากสถานะ B ไปยัง A จะเห็นได้ว่า

เมื่อ $\mu_{1B} > \mu_{1A}$, $dN_{1A} > 0$ องค์ประกอบ 1 จะผ่านจากสถานะ B ไปยัง A

เมื่อ $\mu_{1B} < \mu_{1A}$, $dN_{1A} < 0$ องค์ประกอบ 1 จะผ่านจากสถานะ A ไปยัง B

สรุปแล้ว ศักยภาพเชิงเคมีจะเป็นตัวกำหนดแนวโน้มการถ่ายเทมวลของ องค์ประกอบใด ๆ ได้ โดยถ่ายเทจากสถานะที่มีปริมาณของศักยภาพเชิงเคมีสูง ไปสู่ที่ต่ำกว่านั่นเอง

2.6.3 ก๊าซผสมเชิงอุดมคติ (Ideal Gas Mixtures)

ก๊าซผสมแบบอุดมคติมี U, H และ S ดังนี้

$$\begin{aligned}
 U &= \sum_{k=1}^n N_k \bar{u}_k (T) \\
 H &= \sum_{k=1}^n N_k \bar{h}_k (T) \\
 S &= \sum_{k=1}^n N_k \bar{s}_k (T, p_k) \quad \text{โดย } p_k = x_k p
 \end{aligned}$$

จาก $G = H - TS$ เมื่อแทน H และ S ในรูป ของก๊าซผสม

$$\begin{aligned}
 \text{จะได้} \quad G &= \sum_{k=1}^n N_k \bar{h}_k (T) - T \sum_{k=1}^n N_k \bar{s}_k (T, p_k) \\
 G &= \sum_{k=1}^n N_k \bar{G}_k (T, p_k) \quad (2.28)
 \end{aligned}$$

เมื่อเทียบกับสมการ (2.27) จะได้

$$\mu_k = \bar{G}_k (T, p_k) \quad (2.29)$$

สมการ (2.29) เป็นสมการของศักยภาพเชิงเคมี (chemical potential) ของส่วนประกอบ k สำหรับก๊าซผสมเชิงอุดมคติ

2.6.4 เอ็กเซอร์ยีของก๊าซผสมเชิงอุดมคติ

เอ็กเซอร์ยีของก๊าซผสมเชิงอุดมคติ อาจถือได้ว่าประกอบด้วยเอ็กเซอร์ยีเชิงเทอร์โมเมคานิคัล (thermo-mechanical exergy) Ex^{th} และเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี (chemical exergy) Ex^{ch} ดังนี้

$$Ex = Ex^{th} + Ex^{ch} \quad (2.30)$$

$$Ex^{th} = \sum_{k=1}^n N_k (ex^{th})_k \quad (2.31)$$

$$Ex^{ch} = \sum_{k=1}^n N_k (\mu_{k0} - \mu_k^0) \quad (2.32)$$

ในกรณีของก๊าซอุดมคติ

$$U_{k0} = \bar{G}_k (T_0, p_0) + \bar{R} T_0 \ln (P_k / P_0)$$

$$\mu_k^0 = \bar{G}_k (T_0, p_0) + \bar{R} T_0 \ln (P_k^0 / P_0)$$

โดยที่ P_k คือความดันย่อย (partial pressure) ขององค์ประกอบ k ในก๊าซผสม
 P_k° คือความดันย่อยขององค์ประกอบ k ในสิ่งแวดล้อม

เมื่อแทนความสัมพันธ์ข้างต้นลงในสมการ (2.32) จะได้

$$Ex^{c,h} = \bar{R} T_o \sum_{k=1}^n N_k \ln (P_k / P_k^\circ)$$

ในกรณีที่ก๊าซผสมขององค์ประกอบมีความดัน $P = P_o$ เราจะได้

$$Ex^{c,h} = \bar{R} T_o \sum_{k=1}^n N_k \ln (x_k / x_k^\circ) \quad (2.33)$$

หรือ
$$\bar{ex}^{c,h} = \bar{R} T_o \sum_{k=1}^n x_k \ln (x_k / x_k^\circ) \quad (2.34)$$

ในที่นี้ เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีหมายถึงงานที่น้อยที่สุด (งานในเชิงทฤษฎี) ที่จำเป็นสำหรับการแยกก๊าซผสมใด ๆ ออกเป็นก๊าซผสมที่สมดุลกับสิ่งแวดล้อม (นั่นคือมีส่วนประกอบเหมือนกับสิ่งแวดล้อม)

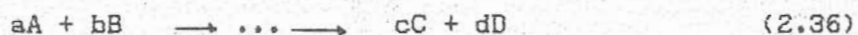
สรุปแล้ว เอ็กเซอร์ยีจำเพาะของก๊าซผสมเชิงอุดมคติที่ความดัน P และอุณหภูมิ T และส่วนประกอบเชิงโมล x_1, x_2, \dots, x_n สามารถคำนวณได้จาก

$$ex = \sum_{k=1}^n x_k \bar{ex}_k + \sum_{k=1}^n x_k \ln (x_k / x_k^\circ) \quad (2.35)$$

ในที่นี้ \bar{ex}_k คือเอ็กเซอร์ยีของก๊าซบริสุทธิ์ขององค์ประกอบ k

2.7 เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี (chemical exergy)

ในที่นี้ จะพิจารณาองค์ประกอบ A ในระบบซึ่งผ่านปฏิกิริยาเคมีหลายขั้นตอน จนเข้าสู่สถานะสมดุลกับสิ่งแวดล้อม



A และ B มีชื่อเรียกว่าระบบสารทำปฏิกิริยา ส่วน C และ D มีชื่อเรียกว่าระบบผลิตภัณฑ์สุดท้าย C และ D เป็นระบบที่มีเสถียรภาพสูงสุด ซึ่งอยู่ในสภาวะสมดุลเชิงเทอร์โมไดนามิกส์กับสิ่งแวดล้อม

ก่อนอื่น เราอาจแบ่งการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์ยีของระบบที่เกิดปฏิกิริยาเคมีออกเป็น 2 ส่วน คือ การเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์ยีเชิงกายภาพ (physical exergy change) และการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี (chemical exergy change) การเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์ยีเชิงกายภาพจะเกี่ยวกับการที่ระบบสารทำปฏิกิริยาผ่านการเปลี่ยนแปลงเฉพาะทางกายภาพไปถึงสภาวะมาตรฐานเชิง thermochemical (25°C , 1 atm) ส่วนการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี จะเกี่ยวข้องกับงานที่จำเป็นสำหรับแยกอากาศมาตรฐานออกเป็นองค์ประกอบบริสุทธิ์ (O_2 , NO_2 , CO_2 , H_2O เป็นต้น) และการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของสารที่ทำปฏิกิริยา นั่นคือ

$$\Delta ex = \Delta ex^{F^H} + \Delta ex^{C^H} \quad (2.37)$$

$$\Delta ex^{F^H} = [H - H^{std}] - [T_0 (S - S^{std})]_{\text{reactants}} \quad (2.38)$$

$$\Delta ex^{C^H} = -\Delta G^{std} = G_{\text{reactants}}^{std} - G_{\text{products}}^{std} \quad (2.39)$$

ในที่นี้ superscript "std" หมายถึงสภาวะมาตรฐานเชิงเทอร์โมเคมีคัล (25°C , 1 atm) G คือ Gibbs free energy

ในการกำหนดค่าของเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี ระบบผลิตภัณฑ์สุดท้ายจะต้องเป็นผลิตภัณฑ์ (สาร) ที่สมดุลเชิงเทอร์โมไดนามิกส์กับสิ่งแวดล้อม นั่นคือ เป็นสารที่มีเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีเท่ากับ 0

ตาราง 2.1 ~ ตาราง 2.3 แสดงค่าเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของสารชนิดต่าง ๆ ในที่นี้สภาวะมาตรฐานของสิ่งแวดล้อมจะเป็น 25°C , 1 atm และอากาศที่อิ่มตัวด้วยไอน้ำ ค่าเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีที่คำนวณโดยใช้สภาวะมาตรฐานนี้มีชื่อเรียกว่า เอ็กเซอร์ยีมาตรฐาน (standard exergy)

ตาราง 2.1 เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของธาตุต่าง ๆ

สาร	Ex _{CH} kJ/g-atom	สาร	Ex _{CH} kJ/g-atom	สาร	Ex _{CH} kJ/g-atom	สาร	Ex _{CH} kJ/g-atom
O	1.07	Cr	547.70	B	610.58	Sb	409.90
N	0.33	Sr	771.53	Cs	393.45	Cd	304.33
C	414.92	V	695.30	Ge	493.37	Tl	169.79
H	117.67	Ni	243.58	Sm	963.34	I	25.62
Si	853.16	Cu	478.97	Gd	933.32	Hg	84.47
Al	788.61	W	822.77	Br	34.37	Tm	894.73
Fe	368.33	Li	372.17	Be	594.54	Bi	296.87
Ca	708.57	Ce	1119.43	Pr	926.62	In	412.62
Na	360.96	Co	288.54	As	386.46	Ag	62.58
K	387.04	Sn	515.97	Sc	907.20	Se	0
Mg	614.39	Zn	337.60	Dy	958.73	Pd	0
Ti	885.18	Y	932.90	Hf	1023.74	He	30.14
Cl	23.48	Nd	1137.56	U	1244.01	Ru	0
Mn	461.47	Nb	878.57	Ar	11.98	Pt	0
P	872.62	La	983.05	Yb	936.13	Au	0
S	607.22	Pb	337.44	Er	961.64	Ne	27.08
F	310.27	Mo	718.91	Ho	967.10	Os	297.25
Rb	389.76	Th	1165.44	Eu	872.92	Te	266.48
Ba	784.55	Ga	496.42	Tb	947.15	Rh	0
Zr	1059.11	Ta	951.15	Lu	918.13		

ตารางที่ 2.2 เอ็นทัลปีของสารอนินทรีย์หลัก

สาร	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)	สาร	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)	สาร	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)	สาร	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)
Al ₂ O ₃	s	0	Fe(OH) ₂	s	30.14	LiOH	s	47.46	NaHCO ₃	s	48.85
AlCl ₃	s	229.94	FeCO ₃	s	122.11	LiCO ₃	s	32.36	Na ₂ SiO ₃	s	153.54
AlPO ₄	s	67.14	FeBr ₂	s	222.07	MgO	s	46.63	NaNO ₂	s	0
BaO	s	263.26	Fe ₃ SiO ₄	s	218.01	MgCl ₂	s	69.24	NiO	s	33.74
Ba(NO ₃) ₂	s	0	FeAl ₂ O ₄	s	193.23	MgCO ₃ · CaCO ₃	s	0	NiCl ₂	s	21.35
BaCl ₂	s	20.68	H ₂	g	235.34	MgBr	s	183.64	NiCl ₂ · 6H ₂ O	s	0
BaSO ₄	s	56.71	H ₂ O	g	6.56	Mg(NO ₃) ₂	s	37.13	Ni(OH) ₂	s	35.37
BaCO ₃	s	65.93	HF	g	154.59	MgCO ₃	s	22.60	NiSO ₄	s	98.54
CaO	s	106.20	HCl	g	45.84	MgSiO ₃	s	10.59	O ₂	g	3.93
Ca(OH) ₂	s	48.85	HBr	g	98.58	MgO · Fe ₂ O ₃	s	41.19	PbO	s	150.36
CaCl ₂	s	7.07	HI	g	145.42	MgSO ₄	s	58.27	PbO ₂	s	123.91
CaSO ₄ · 2H ₂ O	s	0	H ₂ SO ₄	l	160.03	Mg(PO ₃) ₂	s	63.63	PbCl ₂	s	70.12
CaCO ₃	s	0	H ₃ PO ₄	l	113.78	MnO ₂	s	0	PbBr ₂	s	146.09
Ca ₁₀ (P ₂ O ₇) ₆ F ₂	s	0	HgO	s	27.88	Mn ₂ O ₃	s	47.26	PbClOH	s	0
Ca ₃ (PO ₄) ₂	s	0	HgBr	s	0	Mn ₂ O ₄	s	108.42	Pb(OH) ₂	s	124.20
CaO · SiO ₂	s	17.16	H ₂ Cl ₂	s	5.07	Mn(OH) ₂	s	85.40	PbSO ₄	s	130.98
CaO · Al ₂ O ₃	s	83.89	H ₂ SO ₄	s	157.91	MnCO ₃	s	66.01	PbCO ₃	s	132.45
CaO · Fe ₂ O ₃	s	39.64	KCl	s	2.01	MnSiO ₃	s	79.37	SO ₂	g	310.06
CO	g	279.67	KBr	s	40.77	N ₂	g	0.67	H ₂ S	g	809.00
CO ₂	g	20.13	KI	s	97.33	NO	g	88.95	SiO ₂	s	0
CuO	s	351.20	KIO ₃	s	0	NO ₂	g	55.63	SiCl ₄	l	326.69
Cu ₂ O	s	813.85	K ₂ CO ₃	s	120.72	NH ₃	g	336.85	SnO ₂	s	0
Cu ₂ (OH) ₂ Cl	s	0	KCN	s	691.32	NaNO ₂	s	0	SnO	s	260.92
CuS	s	1032.66	KH ₂ PO ₄	s	83.93	NaOH · H ₂ O	s	94.19	ZnO	s	21.10
CuSO ₄ · H ₂ O	s	412.79	LiF	s	9.80	NaCl	s	0	Zn(OH) ₂	s	21.47
CuCl	s	302.52	LiCl	s	11.39	NaBr	s	45.88	ZnCl ₂	s	14.59
Fe ₂ O ₃	s	0	LiCl · H ₂ O	s	0	Na ₂ SO ₄	s	67.06	Zn(NO ₃) ₂ · 6H ₂ O	s	0
ZnCO ₃	s	26.50	Fe ₂ O ₃	s	98.37	Na ₂ CO ₃	s	94.14	ZnSO ₄	s	77.86
FeO	s	126.21									

ตาราง 2.3 เอ็นทัลปีของสารอินทรีย์หลัก

สารประกอบ	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)	สารประกอบ	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)	สารประกอบ	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)	สารประกอบ	สถานะ	Ex _{๓๓} (kJ/mol)
CH ₄	g	834.78	C ₆ H ₁₂	l	3920.2	CH ₃ COOC ₂ H ₅	l	2281.4	CH ₃ NH ₂	g	1031.2
C ₂ H ₆	g	1502.96	C ₆ H ₆	l	3320.1	(CH ₃) ₂ O	g	1423.6	CH ₃ CN	l	1283.7
C ₃ H ₈	g	2162.6	CH ₃ C ₆ H ₅	l	3960.0	(C ₂ H ₅) ₂ O	l	2719.9	CO(NH ₂) ₂	s	691.03
C ₄ H ₁₀	g	2819.2	CH ₃ OH	l	721.17	HCHO	g	542.55	C ₆ H ₅ NO ₂	l	3224.1
C ₅ H ₁₂	g	3478.3	C ₂ H ₅ OH	l	1363.0	CH ₃ CHO	g	1168.7	C ₆ H ₅ NH ₂	l	3461.7
C ₆ H ₁₄	g	4136.5	C ₃ H ₇ OH	l	2016.9	(CH ₃) ₂ CO	l	1797.0	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	s	2997.0
C ₇ H ₁₆	g	4795.3	C ₄ H ₉ OH	l	2669.2	CH ₂ Cl	g	732.98	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	s	6025.2
C ₈ H ₁₈	g	5454.1	C ₅ H ₁₁ OH	l	3324.9	CH ₂ Cl ₂	l	643.02	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	s	6034.0
C ₉ H ₂₀	g	6112.9	HCOOH	l	300.01	CHCl ₃	l	531.46	C ₆ H ₆ N	l	2019.4
C ₁₀ H ₂₂	g	6771.7	CH ₃ COOH	l	911.81	CCl ₄	l	440.21	C ₆ H ₇ N	l	4022.9
C ₁₁ H ₂₄	g	7430.5	C ₃ H ₇ COOH	l	2222.0	CH ₂ Br	g	776.34	C ₆ H ₈ S	l	3300.3
CH=CH ₂ · CH ₂ · CH ₃	g	2529.4	C ₁₀ H ₂₁ COOH	s	10073	CH ₂ I	g	615.73			
C ₂ H ₄	g	1274.5	C ₆ H ₅ COOH	s	3362.8	CF ₄	g	1020.6			
CH ₃ C=CH	g	1909.3	HCOOCH ₃	g	1007.9	C ₆ H ₅ F	l	3520.4			
C ₂ H ₂ O	l	3287.7				C ₆ H ₅ Cl	l	3294.8			
						C ₆ H ₅ Br	l	3165.0			
						C ₆ H ₅ I	l	3310.3			

2.8 เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิง

นิยามของเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิงฟอสซิล (fossil fuel) คือ

$$ex_F = (LHV) + T_0 \Delta S_{298}^{std} \quad (2.40)$$

ในที่นี้

LHV คือค่าความร้อนต่ำ (low heating value) ของเชื้อเพลิง

$T_0 = 298.15 \text{ K } (25^\circ\text{C})$ และ ΔS_{298}^{std} คือการเปลี่ยนแปลงเอนโทรปีโดยปฏิกิริยาที่สภาวะมาตรฐานเชิงเทอร์โมเคมีคัล

ในกรณีของการคำนวณอย่างคร่าว ๆ เราอาจใช้สมการของ Rant ต่อไปนี้

$$\text{ก๊าซเชื้อเพลิง} : ex_F = 0.95 (\text{HHV}) \quad (2.41)$$

$$\text{เชื้อเพลิงเหลว} : ex_F = 0.975 (\text{HHV}) \quad (2.42)$$

$$\text{เชื้อเพลิงแข็ง} : ex_F = (LHV) + rw \quad (2.43)$$

(HHV) คือค่าความร้อนสูง

r คือความร้อนแฝงของการระเหยน้ำที่ 1 atm, 25°C (2,438 kJ/kg)

w คือเศษส่วนเชิงมวลของน้ำที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง (-)

สมการ (2.41) จะใช้ได้กับก๊าซไฮโดรคาร์บอนที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอมขึ้นไปเท่านั้น

ในกระบวนการสันดาป เชื้อเพลิงจะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในอากาศ แล้วเกิดเป็นก๊าซสันดาปพร้อมกับคายความร้อนการสันดาปออกมา กระบวนการดังกล่าวอาจทำงานเชิงกลได้ตาม 3 ขั้นตอนต่อไปนี้

(1) ความร้อนที่เกิดจากการสันดาปถูกเปลี่ยนไปเป็นงานเชิงกล

(2) การเปลี่ยนแปลงของปริมาตร (คิดเทียบกับสภาวะมาตรฐาน) ที่เกิดจากปฏิกิริยาเคมีถูกเปลี่ยนไปเป็นงานเชิงกล

(3) งานเชิงกลที่ดึงออกจากการแพร่ของผลิตภัณฑ์การสันดาป ไปในอากาศ
แวดล้อม

งานชนิดที่ (3) เป็นงานที่คำนวณได้ในแง่ทฤษฎีก็จริง แต่ในภาคปฏิบัติยังไม่มีใคร
ตั้งงานดังกล่าวมาใช้ประโยชน์ได้ ดังนั้นการคำนวณเอ็กเซอร์ยีของเชื้อเพลิงและของก๊าซ
สันดาปนั้น ควรหักเอาค่าของงานที่ได้จากการแพร่ออกไป

ในกรณีที่เชื้อเพลิงถูกป้อนเข้าเครื่องสันดาปที่อุณหภูมิห้อง และความดันบรรยากาศ
เราอาจถือได้ว่าเชื้อเพลิงนี้มีเพียงเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีเท่านั้น ในกรณีที่เชื้อเพลิงมีความดัน
P และอุณหภูมิ T เราจะเรียกเอ็กเซอร์ยีส่วนที่แตกต่างไปจากเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี
ว่า เอ็กเซอร์ยีเชิงกายภาพ (physical exergy) ของเชื้อเพลิง ในกรณีที่ใช้ T_0
= 298.15K (25°C) และความดันของระบบ P = 1 atm เราจะเรียกเอ็กเซอร์ยี
เชิงเคมีนั้นว่า เอ็กเซอร์ยีมาตรฐานของเชื้อเพลิง (standard exergy of fuel)

ตาราง 2.4 แสดงค่าเอ็กเซอร์ยีมาตรฐานของเชื้อเพลิง (องค์ประกอบเดียว)
ผลต่างเล็กน้อยระหว่างค่าในตาราง 2.4 กับค่าในตาราง 2.3 คืองานที่ได้จากการแพร่
ของก๊าซสันดาปซึ่งได้ถูกหักออกไป

ในกรณีที่ทราบส่วนประกอบ x_k ของก๊าซเชื้อเพลิง เราอาจหาเอ็กเซอร์ยีเชิง
เคมีของเชื้อเพลิงนี้ได้จากค่าเอ็กเซอร์ยีมาตรฐานในตาราง 2.4 โดยใช้สมการต่อไปนี้

$$ex^{std}_{ch} = \sum_{k=1}^n x_k ex^{std}_{ch} + R'T_0 \sum_{k=1}^n x_k \ln x_k \quad (2.44)$$

ในที่นี้ R' คือค่าคงที่ของก๊าซ ($0.3710 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{K}$)

ในอดีตค่าเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิง จะรวมงานที่ได้จากการแพร่ของก๊าซ
สันดาปไปในอากาศ แต่ถ้าใช้ค่าเอ็กเซอร์ยีที่หักงานการแพร่ดังกล่าวออกไปแล้ว (นั่นคือ
ถ้าใช้ ex_p) การคำนวณเกี่ยวกับก๊าซสันดาปจะง่ายดายนขึ้นมาก

ตาราง 2.4 เอ็กเซอร์ยีมาตรฐานของเชื้อเพลิงเดี่ยว

ก๊าซ			ของแข็ง - ของเหลว		
สาร	Ex_{en}		สาร	Ex_{en}	
สูตรโมเลกุล	kcal/m ³ _N	kJ/m ³ _N	สูตรโมเลกุล	kcal/m ³ _N	kJ/m ³ _N
H ₂	2480	10380	C	7990	33450
CO	2740	11470	S	2235	93560
CH ₄	8520	35665	C ₃ H ₁₀	10970	45920
C ₂ H ₂	13120	54920	C ₈ H ₁₂	11140	46630
C ₂ H ₄	14050	58814	C ₈ H ₈	9830	41110
C ₂ H ₆	15510	64925	C ₉ H ₁₂	10850	45420
C ₃ H ₈	20730	86780	C ₉ H ₁₄	11140	46630
C ₃ H ₆	22300	93350	C ₉ H ₈ CH ₃	9940	41610
C ₄ H ₁₀	29070	121690	C ₇ H ₁₆	11150	46670
H ₂ S	5290	22144	C ₈ H ₁₈	11460	47970
NH ₃	3500	14650	CH ₃ OH	5020	21010
			C ₂ H ₅ OH	6880	28800

ค่า ex_F ที่ได้จากการถ่วงเฉลี่ยของเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ เป็นดังนี้

$$\text{เชื้อเพลิงเหลว} : ex_F = (\text{LHV})(1.0038+0.1365[\text{h/c}]+0.0308[\text{o/c}]+0.0104[\text{s/c}]) \quad (2.45)$$

$$\text{เชื้อเพลิงแข็ง} : ex_F = (\text{LHV})(1.0064+0.1519[\text{h/c}]+0.0616[\text{o/c}]+0.0429[\text{n/c}]) \quad (2.46)$$

ในที่นี้ (LHV) คือค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง 1 kg; h, c, o, s, n, คือเศษส่วนเชิงมวล (mass fraction) ของไฮโดรเจน, คาร์บอน, ออกซิเจน, ซัลเฟอร์ และไนโตรเจน ตามลำดับที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงนั้น อนึ่ง ค่าของ o ไม่ได้รวมออกซิเจนที่มีอยู่ในน้ำ (ความชื้น) ในเชื้อเพลิง

2.9 เอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยา (exergy of reaction)

โดยทั่วไป ผลต่างระหว่างเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีที่สารก่อนทำปฏิกิริยามีอยู่กับเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีที่สารผลิตภัณฑ์ที่มีอยู่หลังปฏิกิริยาเรียกว่าเอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยา ในการทำตารางดุลของเอ็กเซอร์ยี เราจะใส่ค่าผลต่างนี้ลงในด้านสารทำปฏิกิริยา ถ้าปฏิกิริยาดังกล่าวก่อให้เกิดการลดลงของเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี แต่ใส่ค่าผลต่างนี้ลงในด้านสารผลิตภัณฑ์ ถ้าปฏิกิริยาดังกล่าวก่อให้เกิดการเพิ่มขึ้นของเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี

ในกรณีที่เราไม่ใส่เพียงค่าผลต่างนี้ แต่ใส่ค่าเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของทั้งระบบทำปฏิกิริยาและระบบผลิตภัณฑ์ไว้ทั้งสองข้างของตาราง เราอาจพบว่า ค่าเอ็กเซอร์ยีดังกล่าวจะมีขนาดโตกว่าค่าเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิง และการเปลี่ยนแปลงค่าเอ็กเซอร์ยีอื่น ๆ ที่เป็นจุดสนใจในการวิเคราะห์ระบบมาก จนทำให้ได้ข้อสรุปที่ผิดพลาดไปได้

ยกตัวอย่างการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีของเตาผลิตโค้ก (coke furnace) เราจะไม่กรอกเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของวัตถุดิบโค้ก, ผลิตภัณฑ์โค้กและโค้กก๊าซแยกต่างหากแต่ละรายการ แต่จะกรอกรายการเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิงที่ใช้ให้ความร้อน, เอ็กเซอร์ยีเชิงกายภาพของโค้กก๊าซที่เกิดขึ้น, เอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยาการกลั่นแห้ง (dry distillation) ของโค้ก, และเอ็กเซอร์ยีเชิงกายภาพอื่น ๆ (เช่นเอ็กเซอร์ยีของความร้อนสัมผัสของโค้กที่ร้อนแดง) เหตุที่ทำเช่นนี้เพราะสมรรถนะของเตาผลิตโค้กนั้น จะตัดสินจากความร้อนที่ได้จากการเผาเชื้อเพลิงว่าถูกส่งไปยังวัตถุดิบโค้ก โดยมีประสิทธิภาพดีเพียงใด

เอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยาจะมีค่าเท่ากับค่าการเปลี่ยนแปลง Gibbs free energy) G^{free} ที่สภาวะมาตรฐานเชิงเทอร์โมเคมีคัล (1 atm, 25°C) ของปฏิกิริยาซึ่งเปลี่ยนเครื่องหมายเป็นลบ

2.9.1 วิธีคำนวณเอนทัลปีของปฏิกิริยาหลัก

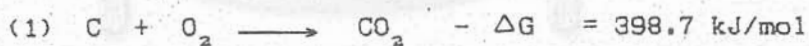
ค่าเอนทัลปีของปฏิกิริยาสามารถหาได้ โดยอาศัยตาราง 2.1 ถึง ตาราง 2.3 ซึ่งคิดโดยให้สภาวะอ้างอิงเป็นอากาศแห้งที่อุณหภูมิ 25°C ความดัน 1 atm องค์ประกอบของอากาศนี้คือ

	O_2	N_2	H_2O	CO_2	Ar
mole fraction:	0.2034	0.7557	0.0316	0.0003	0.0090

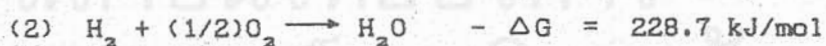
จากองค์ประกอบอากาศมาตรฐานนี้ เราคำนวณเอนทัลปีมาตรฐานของสารเริ่มต้นได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ ปริมาณ} &: R T_0 \ln (1/0.2034) = 0.943 \text{ kcal/mol} = 3.948 \text{ kJ/mol} \\ \text{N}_2 \text{ ปริมาณ} &: R T_0 \ln (1/0.7557) = 0.166 \text{ kcal/mol} = 0.694 \text{ kJ/mol} \\ \text{CO}_2 \text{ ปริมาณ} &: R T_0 \ln (1/0.0003) = 4.81 \text{ kcal/mol} = 20.108 \text{ kJ/mol} \\ \text{H}_2\text{O} \text{ ปริมาณ} &: R T_0 \ln (1/0.0316) = 2.05 \text{ kcal/mol} = 8.563 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

ต่อไปจะหาเอนทัลปีของปฏิกิริยานี้มาตรฐาน โดยใช้ค่า ΔG°_{298} จากหนังสือเทอร์โมไดนามิกส์

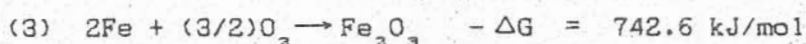


$$\text{C} \text{ ปริมาณ} : 20.1 + 398.7 - 3.9 = 414.9 \text{ kJ/mol}$$



$$\text{H}_2\text{O} \text{ ปริมาณ} : 8.6 + 228.7 - 1.97 = 235.3 \text{ kJ/mol}$$

โดยการเริ่มจากค่าต่าง ๆ เหล่านี้ และโดยให้ค่าเอนทัลปีของสารของแข็งที่มีเสถียรภาพสูงสุดเป็น 0 ที่สภาวะมาตรฐาน เราจะคำนวณหาเอนทัลปีมาตรฐานของสารอื่น ๆ ได้ ยกตัวอย่างเช่น เรารู้ G°_{298} ของปฏิกิริยาต่อไปนี้



เนื่องจาก Fe_2O_3 เป็นสารออกไซด์ที่มีเสถียรภาพสูงสุดในสิ่งแวดล้อม
เราจะให้เอ็กเซอร์ยีมาตรฐานของมันเป็น 0 โดยการใช้นี้จะหาเอ็กเซอร์ยีมาตรฐาน
ของเหล็กได้ดังนี้

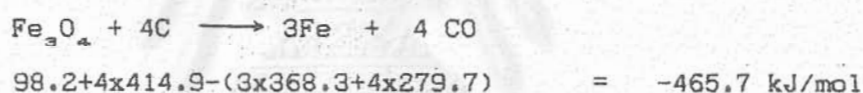
$$\text{Fe} \text{ ปริสุทธิ: } 1/2(0+742.6 - [(3/2) \times 3.95]) = 368.3 \text{ kJ/mol}$$

นอกจากนี้ เนื่องจาก



ดังนั้น Fe_3O_4 : $3 \times 368.3 + 2 \times 3.95 - 1,014.7 = 98.2 \text{ kJ/mol}$

นั่นคือ เราสามารถหาเอ็กเซอร์ยีของปฏิกิริยาหลักภายใน blast
furnace ได้ดังนี้



สรุปแล้ว ปฏิกิริยานี้จะดำเนินไปได้ เราต้องป้อนเอ็กเซอร์ยีจากภายนอก
ให้อัตรา 465.7 kJ ต่อ Fe_3O_4 1 mol

ตาราง 2.5 แสดงค่า G_{298}° ของปฏิกิริยาหลัก ๆ

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง 2.5 เอนทัลปีของปฏิกิริยาหลัก

สมการปฏิกิริยา		เอนทัลปีของปฏิกิริยา	
ระบบสารทำปฏิกิริยา	ระบบผลิตภัณฑ์	[kJ/mol]	[kJ/kg สาร]
$\text{Fe} + 1/2 \text{O}_2$	FeO	244.5	4379 Fe
$2\text{Fe} + 3/2 \text{O}_2$	Fe_2O_3	742.6	6647 Fe
$3\text{Fe} + 2\text{O}_2$	Fe_3O_4	1014.7	6057 Fe
$\text{Fe}_3\text{O}_4 + 4\text{C}$	$3\text{Fe} + 4\text{CO}$	-465.7	-2780 Fe
$\text{Ca} + 1/2 \text{O}_2 + \text{CO}_2$	CaCO_3	730.7	18230 Ca
$\text{S} + \text{O}_2$	SO_2	300.3	9368 S
$\text{S} + 3/2 \text{O}_2$	SO_3	370.5	11560 S
$\text{Si} + \text{O}_2$	SiO_2	875.1	30520 Si
$\text{Pb} + 1/2 \text{O}_2$	PbO	189.0	913 Pb
$\text{PbO} + \text{H}_2\text{SO}_4$	$\text{PbSO}_4 + \text{H}_2\text{O}$	162.8	787 Pb
$\text{SiO}_2 + \text{FeO}$	FeSiO_3		-188 ผลิตภัณฑ์
$\text{SiO}_2 + 2\text{FeO}$	Fe_2SiO_4	-33.66	-163 ผลิตภัณฑ์
$\text{SiO}_2 + \text{CaO}$	CaSiO_3	-89.04	-766 ผลิตภัณฑ์
$\text{Al}_2\text{O}_3 + 3\text{CaO}$	$\text{Ca}_3\text{Al}_2\text{O}_6$		-322 ผลิตภัณฑ์
$\text{FeO} + \text{CaO} + \text{SiO}_2$	$\text{FeO} \cdot \text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$		-603 ผลิตภัณฑ์
$57.6 + 12.0 + 30.4$	100.0		
$\text{FeO} + \text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2$	$\text{FeO} \cdot \text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2$		-557 ผลิตภัณฑ์
$39.7 + 15.2 + 9.2 + 35.5$	100.0		

2.10 สรุปสมการสำหรับคำนวณเอ็กเซอร์ยีของระบบต่าง ๆ

เอ็กเซอร์ยีจำเพาะของมวลในระบบเคมี สามารถแบ่งออกได้เป็น 4 ประเภทหลัก ดังนี้

- 1) เอ็กเซอร์ยีเชิงจลน์ (kinetic exergy)
- 2) เอ็กเซอร์ยีเชิงศักย์ (potential exergy)
- 3) เอ็กเซอร์ยีเชิงความร้อน (thermal exergy)
- 4) เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี (chemical exergy)

เอ็กเซอร์ยี 3 ประเภทแรกอาจเรียกรวมได้ว่าเอ็กเซอร์ยีเชิงเทอร์โมเมคานิคัล (thermomechanical exergy) ในที่นี้ เราจะไม่คำนึงถึงเอ็กเซอร์ยีของพลังงานชนิดอื่น ๆ เช่น คลื่นแม่เหล็กไฟฟ้า, พลังงานนิวเคลียร์ เป็นต้น

ในกระบวนการเคมีส่วนใหญ่ เอ็กเซอร์ยีประเภท 1 และ 2 ข้างต้นจะมีปริมาณน้อยมากจนตัดทิ้งได้ เมื่อเทียบกับของประเภท 3 และ 4 สภาวะแวดล้อมที่ใช้คือ อุณหภูมิ T_0 , ความดัน P_0

2.10.1 สมการคำนวณเอ็กเซอร์ยีเชิงความร้อน

- 1) ความร้อนที่ถ่ายเทเข้า (ออก) ระบบ

ในกรณีที่ความร้อนปริมาณ Q ถ่ายเทจากแหล่งความร้อน อุณหภูมิ สมบูรณ์ T เข้า (ออก) ระบบ เอ็กเซอร์ยีที่ความร้อน Q นั้นมีอยู่ จะคำนวณได้จาก

$$Ex = Q [(T - T_0) / T] \quad (2.47)$$

- 2) สารอุณหภูมิสูง ($T > T_0$)

โดยทั่วไป ค่าของเอ็กเซอร์ยีจำเพาะของสารอุณหภูมิสูง T ได้จาก

$$ex = h - h_0 - T_0 (S - S_0) \quad (2.48)$$

ก. กรณีของก๊าซบริสุทธิ์ ($T > T_0$, ไม่มีการเปลี่ยนสถานะ)

$$ex = \int_{T_0}^T C_p'' [1 - (T_0/T)] dT \quad (2.49)$$

โดยที่ C_p'' คือความร้อนจำเพาะของก๊าซนั้น (อาจเป็นฟังก์ชันของ อุณหภูมิ T)

ข. กรณีของของเหลวบริสุทธิ์ ($T > T_s > T_0$)

$$ex = \int_{T_s}^T C_p'' [1 - (T_0/T)] dT + r_s [1 - (T_0/T)] + \int_{T_0}^{T_s} C_p' [1 - (T_0/T)] dT \quad (2.50)$$

ในที่นี้ T_s คือจุดเดือดของของเหลว
 r_s คือความร้อนแฝงของการระเหย
 และ C_p' คือความร้อนจำเพาะของของเหลว

ค. กรณีของของแข็งบริสุทธิ์ ($T > T_s > T_1 > T_0$)

$$ex = \int_{T_s}^T C_p'' [1 - (T_0/T)] dT + r_s [1 - (T_0/T)] + \int_{T_1}^{T_s} C_p' [1 - (T_0/T)] dT + r_1 [1 - (T_0/T)] + \int_{T_0}^{T_1} C_p [1 - (T_0/T)] dT \quad (2.51)$$

ในที่นี้ T_1 คือจุดหลอมเหลวของของแข็ง
 r_1 คือความร้อนแฝงของการหลอมเหลว
 และ C_p คือความร้อนจำเพาะของของแข็ง

3) สารอุณหภูมิต่ำ ($T < T_0$)

ในทำนองเดียวกับกรณีสารอุณหภูมิต่ำ เราสามารถคำนวณเอนทัลปีของสารอุณหภูมิต่ำได้จากสมการ (2.48) หรือจากสมการต่อไปนี้

ก. กรณีของก๊าซบริสุทธิ์ ($T < T_0$, ไม่มีการเปลี่ยนสถานะ)

$$ex = \int_{T_0}^T C_p'' [1 - (T_0/T)] dT \quad (2.52)$$

ข. กรณีของของเหลวบริสุทธิ์ ($T < T_g < T_0$)

$$ex = \int_{T_g}^T C_p' [1 - (T_0/T)] dT - r_g [1 - (T_0/T)] + \int_{T_0}^{T_g} C_p'' [1 - (T_0/T)] dT \quad (2.53)$$

ค. กรณีของของแข็งบริสุทธิ์ ($T < T_1 < T_g < T_0$)

$$ex = \int_{T_1}^T C_p [1 - (T_0/T)] dT - r_g [1 - (T_0/T)] + \int_{T_g}^{T_1} C_p' [1 - (T_0/T)] dT - r_g [1 - (T_0/T)] + \int_{T_0}^{T_g} C_p'' [1 - (T_0/T)] dT \quad (2.54)$$

4) ก๊าซความดันสูง P ($T = T_0$)

ในกรณีของก๊าซเชิงอุดมคติที่มีความดัน $P > P_0$ และสามารถพองตัวอย่างย้อนกลับได้จนเหลือความดัน P_0 เอ็กเซอร์ยีจำเพาะของก๊าซนี้คำนวณได้จาก

$$\text{กรณีก๊าซ 1 mol: } ex = R T_0 [\ln(P/P_0) - \{1 - (P_0/P)\}] \quad (2.55)$$

$$\text{กรณีก๊าซ 1 m}^3_N: ex = R T_0 / V_N [\ln(P/P_0) - \{1 - (P_0/P)\}] \quad (2.56)$$

V_N คือปริมาตร (m^3) ของก๊าซ 1 โมลที่สภาวะมาตรฐาน (1 atm, $0^\circ C$)

กรณีปริมาตรของระบบ 1 m^3_N :

$$ex = R T_0 / V [\ln(P/P_0) - \{1 - (P_0/P)\}] = [P \ln(P/P_0)] - [P - P_0] \quad (2.57)$$

ในกรณีหลังสุดนี้ ex ไม่ใช่เอ็กเซอร์ยีจำเพาะของก๊าซ แต่เป็นเอ็กเซอร์ยีต่อปริมาตรหนึ่งหน่วยของระบบ

อนึ่ง สมการ (2.54) (2.57) ยังสามารถใช้ได้ในกรณีของก๊าซ ความดันต่ำ ($P < P_0$) นั่นคือระบบสูญญากาศ

5) ระบบสององค์ประกอบ

ก. ก๊าซผสมเชิงอุดมคติ

เอนทัลปีของก๊าซผสม 1 mol ที่ได้จากการผสมก๊าซบริสุทธิ์ x_1, x_2, \dots, x_n โมล ($\sum_{i=1}^n x_i = 1$) ที่มีอุณหภูมิและความดันเท่ากันหมด (T, P) สามารถคำนวณได้จาก

$$ex = \sum_{i=1}^n x_i ex_i + R T_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln x_i \quad (2.58)$$

ex_i คือค่าเอนทัลปีจำเพาะของก๊าซบริสุทธิ์ i

ในกรณีที่อากาศแวดล้อมมีส่วนประกอบเชิงโมลเป็น x_{i0} ($i = 1, 2, \dots, n$) เอนทัลปีจำเพาะของก๊าซผสม 1 mol ที่มีส่วนประกอบเชิงโมลเป็น x_i ($i = 1, 2, \dots, n$) สามารถคำนวณได้จาก

$$ex = R T_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln (x_i / x_{i0}) \quad (2.59)$$

ข. ก๊าซชื้น

เอนทัลปีจำเพาะของก๊าซชื้นอุณหภูมิ T ที่มีอัตราส่วนเชิงโมลของไอน้ำเท่ากับ x สามารถคำนวณได้จาก (ex ต่อก๊าซแห้ง 1 mol)

$$ex = 1/(1-x) [C_p' \{ (T-T_0) - T_0 \ln (T/T_0) \} + R T_0 \{ x \ln (x/x_{0w}) + (1-x) \ln (1-x/1-x_{0w}) \}] \quad (2.60)$$

$$\text{ในที่นี้ } C_p' = C_p (1-x) + C_{pw} x \quad (2.61)$$

x_{0w} เป็นอัตราส่วนเชิงโมลของก๊าซที่อิ่มตัวด้วยไอน้ำ C_p และ C_{pw} เป็นความร้อนจำเพาะของก๊าซแห้งและของไอน้ำ ตามลำดับ

ค. ก๊าซผสมทั่วไป

เอ็กเซอร์ยีจำเพาะของก๊าซผสม 1 mol คำนวณได้จาก

$$ex = \sum_{i=1}^n x_i ex_i + R T_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln (\varphi_i x_i) \quad (2.62)$$

ในที่นี้ φ_i คือ fugacity coefficient ขององค์ประกอบ i

ง. สารละลายเชิงอุดมคติ

เอ็กเซอร์ยีของสารละลายเชิงอุดมคติ 1 mol ที่ได้จากการผสมของเหลวบริสุทธิ์ในอัตราส่วนเชิงโมล x_i ($i = 1, 2, \dots, n$) คำนวณได้จาก

$$ex = \sum_{i=1}^n x_i ex_i + R T_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln x_i \quad (2.63)$$

ex_i คือเอ็กเซอร์ยีจำเพาะของของเหลวบริสุทธิ์ i

จ. สารละลายทั่วไป

$$ex = \sum_{i=1}^n x_i ex_i + R T_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln a_i \quad (2.64)$$

a_i คือ activity ขององค์ประกอบ i

2.10.2 สมการคำนวณเอ็กเซอร์ยีเชิงเคมี

เอ็กเซอร์ยีจำเพาะ (ต่อโมลของสาร A) ของระบบที่เกิดปฏิกิริยาต่อไปนี้



สามารถคำนวณได้จาก

$$ex = ex^{P^H} + ex^{c^H} \quad (2.65)$$

$$ex^{P^H} = [(H-H^{std}) - T_0(S-S^{std})]_{\text{reactants}} \quad (2.66)$$

$$ex^{c^H} = -\Delta G^{std} = G_{\text{reactants}}^{std} - G_{\text{products}}^{std} \quad (2.67)$$

ในที่นี้ ex^{FH} คือ physical exergy

ex^{CH} คือ chemical exergy

superscript std หมายถึงสภาวะมาตรฐาน (1 atm, 25°C)

ก. เอ็กเซอร์ยีเชิงเคมีของเชื้อเพลิง

สมการคำนวณอย่างคร่าว ๆ

$$\text{ก๊าซเชื้อเพลิง : } ex_F = 0.95 \text{ (HHV)} \quad (2.68)$$

$$\text{เชื้อเพลิงเหลว : } ex_F = 0.975 \text{ (HHV)} \quad (2.69)$$

$$\text{เชื้อเพลิงแข็ง : } ex_F = (\text{LHV}) + rw \quad (2.70)$$

ในที่นี้ HHV และ LHV คือค่าความร้อนสูงและต่ำของเชื้อเพลิง

r คือค่าความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ

w คือน้ำ (ความชื้น) ที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง 1 หน่วย

กรณีที่ทราบองค์ประกอบ x_i ($i = 1, 2, \dots, n$) ของก๊าซเชื้อเพลิง (1 m^3_N)

$$ex^{std}_{FH} = \sum x_i ex^{std}_{FH} + R'T_0 \sum x_i \ln x_i \quad (2.71)$$

$$R' = 0.3710 \text{ kJ/m}^3_N \cdot \text{K}$$

กรณีที่ทราบธาตุประกอบของเชื้อเพลิง (1 kg)

$$\begin{aligned} \text{เชื้อเพลิงเหลว : } ex_F &= [\text{LHV}] [1.0038 + 0.1365(\text{h/c}) + 0.0308(\text{o/c}) \\ &\quad + 0.0104 (\text{s/c})] \end{aligned} \quad (2.72)$$

$$\begin{aligned} \text{เชื้อเพลิงแข็ง : } ex_F &= [\text{LHV}] [1.0064 + 0.1519(\text{h/c}) + 0.0616(\text{o/c}) \\ &\quad + 0.0429 (\text{n/c})] \end{aligned} \quad (2.73)$$

ในที่นี้ LHV คือค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง 1 kg

h, c, o, s, n คืออัตราส่วนเชิงมวล (mass fraction) ของไฮโดรเจน, คาร์บอน, ออกซิเจน, ซัลเฟอร์และไนโตรเจนในเชื้อเพลิง ตามลำดับ อนึ่ง o ไม่รวมออกซิเจนในน้ำที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง

- ข. เอ็กเซอร์ซีของปฏิริยา
ดูรายละเอียดในหัวข้อ 2.9



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตัวอย่างการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีร่วมกับเ็นทัลปีในอุตสาหกรรม

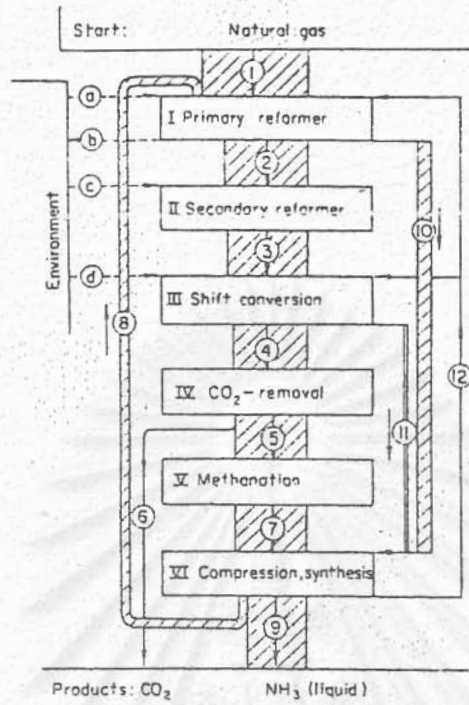
โดยทั่วไป การวิเคราะห์พลังงานส่วนใหญ่มักพิจารณาเฉพาะปริมาณของพลังงาน (Quantity of energy) ซึ่งแสดงออกด้วยเ็นทัลปี (Enthalpy) อย่างไรก็ตาม การใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ จำเป็นต้องทราบถึงคุณภาพของพลังงาน (Quality of energy) ซึ่งจะเป็นดัชนีที่บ่งบอกถึงการใช้พลังงานว่าก่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงคุณค่าของพลังงานมากน้อยเพียงไร ตัวแสดงที่บ่งบอกคุณภาพของพลังงานได้แก่ เอ็กเซอร์จี (Exergy) จากนิยามที่กล่าวไว้ในบทที่ 2 ตัวแปรที่มีความเกี่ยวข้องโดยตรงกับเอ็กเซอร์จีในกรณีของพลังงานความร้อนคือ อุณหภูมิ (Temperature) เพราะเป็นตัวกำหนดคุณภาพสูงหรือต่ำของพลังงานความร้อน

ที่จะกล่าวต่อไปนี้เป็นตัวอย่างของงานวิจัยที่ได้ศึกษาการใช้เอ็กเซอร์จีร่วมกับเ็นทัลปี ในการวิเคราะห์ระบบพลังงานทั้งในรูปแบบพลังงานความร้อน, พลังงานไฟฟ้าและอื่น ๆ อนึ่ง ในสุดท้ายจะกล่าวถึงบทความที่สามารถจะค้นคว้าเพิ่มเติมได้ในเรื่องนี้

3.1 ตัวอย่างที่ 1 (4)

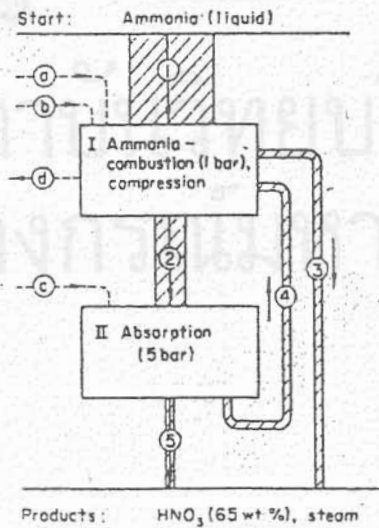
Lothar Riekert (1974) ได้ศึกษาการหาประสิทธิภาพของการใช้พลังงานในกระบวนการเคมี โดยการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีและได้เลือกศึกษากระบวนการ 2 ตัวอย่าง ต่อไปนี้

กระบวนการที่ 1: การผลิตแอมโมเนียจากก๊าซธรรมชาติ (Ammonia from natural gas) (ดูรูปที่ 3.1)



รูปที่ 3.1 Flow sheet ของกระบวนการผลิตแอมโมเนียจากก๊าซธรรมชาติ

กระบวนการที่ 2: การผลิตกรดไนตริกจากแอมโมเนีย (Nitric acid from ammonia) (ดูรูปที่ 3.2)



รูปที่ 3.2 Flow sheet ของกระบวนการผลิตกรดไนตริกจากแอมโมเนีย

Table 3.1 Process-streams in ammonia production. Amounts and work-equivalent ϵ per 1000 kg product NH_3

(1) Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
(2) Amount	48.0 (kmol)	102 (kmol)	144 (kmol)	162 (kmol)	132 (kmol)	30 (kmol)	130 (kmol)	12.7 (kmol)	58.8 (kmol)	3870 (kg)	1380 (kg)	5250 (kg)
(3) Composition:										(1000kg)	100% H_2O	
mole% H_2	—	67.5	56.2	60.9	74.5		74.1	64.6				
N_2	5	2.1	22.3	19.9	24.3		24.7	22.0				
CH_4	93	9.6	0.3	0.3	0.4		0.9	9.2				
CO	—	9.8	12.6	0.3	0.4		—	—	100%			
CO_2	2	10.9	8.3	18.3	0.1	99	—	—	NH_3			
Ar	0.3	0.1	0.3	0.3	0.4		0.4	4.0				
(4) State	g	g	g	g	g	g	g	g	l	g	g	l
(5) P/bar	39	33	31	30	28.5	2	27.5	4	3.8	128	37	1.6
(6) T/K	300	1090	1280	530	350	350	300	300	270	785	750	580
(7) $\epsilon_{\text{chem}}/\text{kJ}$	$3.63 \cdot 10^7$	$2.64 \cdot 10^7$	$2.38 \cdot 10^7$	$2.34 \cdot 10^7$	$2.36 \cdot 10^7$	$1.3 \cdot 10^3$	$2.35 \cdot 10^7$	$2.85 \cdot 10^6$	$1.98 \cdot 10^7$	—	—	—
(8) $\epsilon_{\text{phys}}/\text{kJ}$	$4.3 \cdot 10^4$	$2.1 \cdot 10^6$	$3.5 \cdot 10^6$	$1.6 \cdot 10^6$	$1.1 \cdot 10^6$	$5.5 \cdot 10^4$	$1.1 \cdot 10^6$	$4.4 \cdot 10^4$	$4.3 \cdot 10^3$	$5.15 \cdot 10^6$	$1.64 \cdot 10^6$	$1.1 \cdot 10^4$
(9) ϵ/kJ	$3.63 \cdot 10^7$	$2.85 \cdot 10^7$	$2.73 \cdot 10^7$	$2.50 \cdot 10^7$	$2.47 \cdot 10^7$	$1.8 \cdot 10^3$	$2.46 \cdot 10^7$	$2.89 \cdot 10^6$	$2.02 \cdot 10^7$	$5.15 \cdot 10^6$	$1.64 \cdot 10^6$	$1.1 \cdot 10^6$

Table 3.2 Process streams in nitric-acid production. Amounts and work equivalents ϵ per 1540 kg aqueous HNO_3 (65 wt%) = 1000 kg HNO_3

(1) Stream	1	2	3	4	5	a	b	c	d
(2) Amount	16.5 kmol (280 kg)	172 kmol	21.7 kmol	146 kmol	45.9 kmol (= 1540 kg)	173 kmol	0.5 kmol	39 kmol	146 kmol
(3) Composition: (mole%)	NH_3 (100)	NO (9.3) N_2 (78.9) O_2 (9.4) H_2O (2.4)	H_2O (100)	N_2 (93.2) O_2 (2.9) H_2O (3.2) NO (0.1)	HNO_3 (35.0) (65 wt%) H_2O (65.0)	air	water	water	N_2 (93.2) O_2 (2.9) H_2O (3.2) NO (0.1)
(4) State	l	g	g	g	l	g	l	l	g
(5) P/bar	3.8	5	42	5	1	1	1	1	1
(6) T/K	270	298	673	305	298	298	298	298	
(7) $\epsilon_{\text{chem}}/\text{kJ}$	$5.56 \cdot 10^6$	$1.25 \cdot 10^6$	0	$4.3 \cdot 10^4$	$4.56 \cdot 10^4$ †				
(8) $\epsilon_{\text{phys}}/\text{kJ}$	$1.2 \cdot 10^5$	$6.9 \cdot 10^4$	$4.26 \cdot 10^4$	$5.83 \cdot 10^4$	0				
(9) ϵ/kJ	$5.68 \cdot 10^6$	$1.94 \cdot 10^6$	$4.26 \cdot 10^4$	$6.26 \cdot 10^4$	$4.56 \cdot 10^4$	0	0	0	0

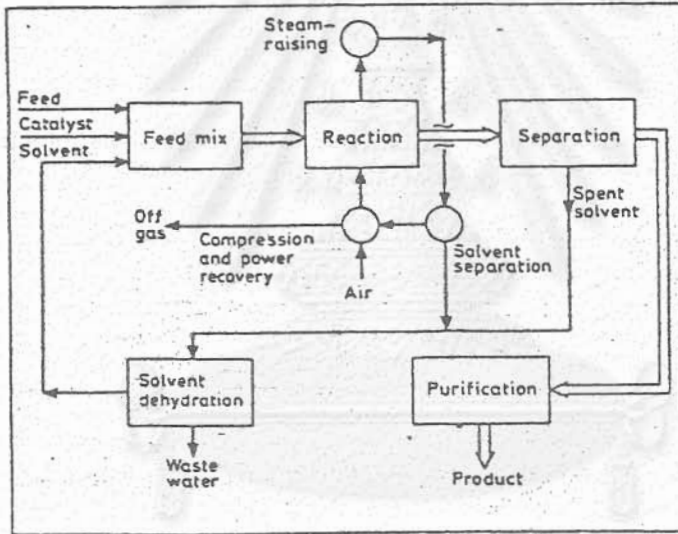
†Activity a_i of water and HNO_3 , calculated from vapor pressures [5].ผลจากการวิเคราะห์เชิงเทอร์โมไดนามิกส์แสดงไว้ใน Table 3.1 และ Table 3.2
บทความของ Riekert ยังได้เสนอแนะมาตรการปรับปรุงกระบวนการได้ ๆ ไว้

3.2 ตัวอย่างที่ 2 (15)

D. W. Townsend (1980) ได้นำแนวคิดของ Linnhoff (14) ไปประยุกต์กับ
2 กรณีศึกษาต่อไปนี้

กรณีศึกษาที่ 1 : การออกแบบกระบวนการ (Process Design)

ตัวอย่าง โรงงานอุตสาหกรรมเคมีศึกษา เป็นกรณีที่มีการ
อีกชนิดหนึ่งด้วยอากาศในสถานะของเหลว ดังแสดงไว้ในรูป 3.3



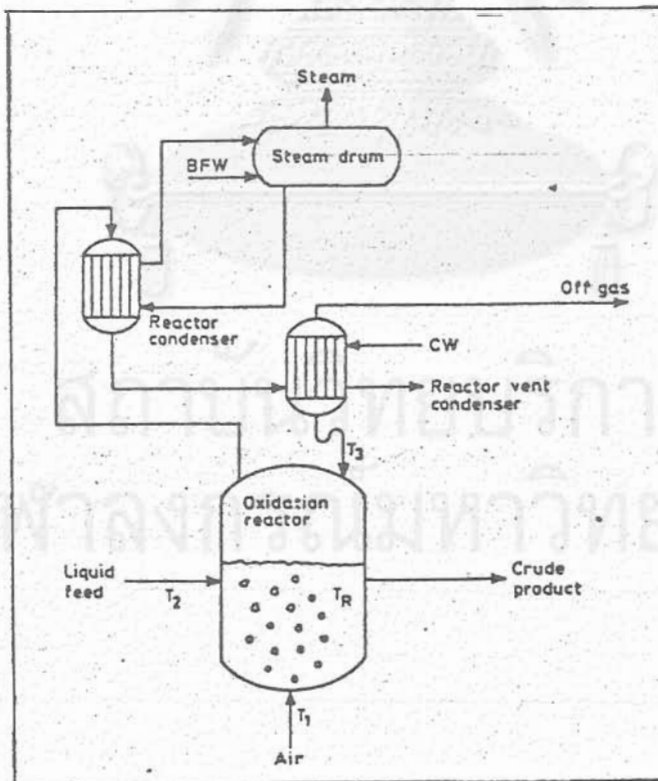
รูปที่ 3.3 Process Block Diagram

ผลการวิเคราะห์การสูญเสียของเอ็กเซอร์จีมีสรุปไว้ในตาราง 3.3

ตาราง 3.3 Exergy Losses by Plant Areas

Plant Area	Ex (Irrev) (MW)
Feed Preparation	0.04
Reactor Systems	57.64
Reactors Air System	5.24
Product Separation	1.76
Solvent Dehydration	13.05
Product Purification	2.89

จากตาราง 3.3 จะเห็นว่าระบบทำปฏิกิริยา (Reactor system) เป็นหน่วยที่น่าศึกษาเพราะสูญเสียเอ็กเซอร์ยีเป็นจำนวนมาก



รูปที่ 3.4 Process Reactor System: Flow Diagram

จากการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีอย่างละเอียดพบว่า การสูญเสียต่าง ๆ ที่เกิดขึ้น และที่หลีกเลี่ยงได้เป็นดังแสดงไว้ในตาราง 3.4 และตาราง 3.5

ตาราง 3.4 Reactor System Exergy Losses

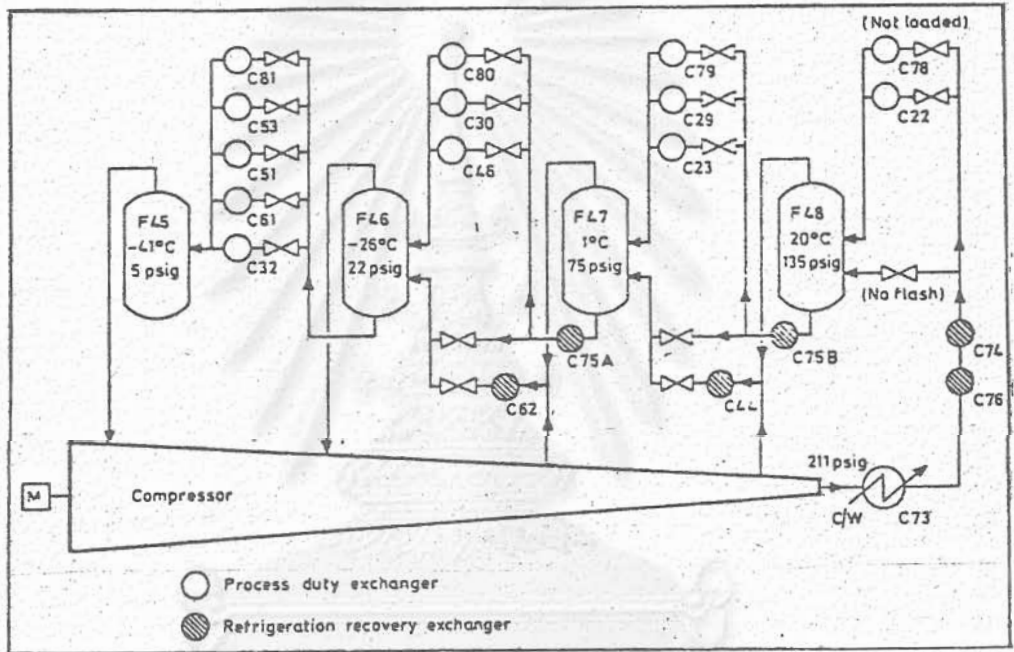
Source of Loss	Ex (Irrev) (MW)
Reactors Steam Drum	0.08
Reactor Condensers	3.95
Reactor Vent Condensers	4.95
Oxidation Reactors	48.66
Total	57.64

ตาราง 3.5 Reactor System Exergy Losses with Inevitable Reactor Loss Discounted

Source of Loss	Ex (Irrev) (MW)
Reactors Steam Drum	0.08
Reactor condensers	3.95
Reactor Vent Condensers	4.95
Oxidation Reactors	9.12
Total	18.10

กรณีศึกษาที่ 2: การตรวจสอบและพัฒนาระบบการ (Process Investigation and Development)

กรณีศึกษาที่ 2 นี้ ได้แสดงให้เห็นถึงการวิเคราะห์ โดยกฎข้อที่สองว่าเป็นเครื่องมือที่ง่ายและสะดวกในการตรวจสอบและพัฒนาระบบการ ระบบที่ได้เลือกศึกษาคือระบบทำความเย็น (Refrigeration system) ดังแสดงไว้ในรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 Refrigeration System

ผลการวิเคราะห์ระบบดังกล่าวมีแสดงไว้ในตาราง 3.6

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง 3.6 Refrigeration System Exchangers--Loads and Second Law Efficiencies

Exchanger	Load (MW)	Efficiency (%)	Ex (Irrev) (MW)
C81	0.6	71	0.04
C53	0.2	51	0.03
C51	0.3	73	0.02
C61	20.1	84	0.85
C32	4.8	59	0.53
C80	9.3	73	0.46
C30	0.6	42	0.06
C46	4.7	73	0.24
C79	0.9	46	0.03
C29	3.3	56	0.10
C23	0.4	0	0.03
C78	0.0	-	-
C22	7.6	Negative	0.56
C62	12.6	61	0.54
C44	7.0	0	0.33
C75	2.8	72	0.08
C74	0.4		
C76	1.4	4	0.25

กรณีศึกษาหลังนี้ ยังสามารถนำไปสู่การออกแบบโครงข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network) ได้ ผู้ที่ได้ทำการศึกษาต่อคือ B. Linnhoff (16,17)

3.3 ตัวอย่างที่ 3 (14)

B. Linnhoff และ K. J. Carpenter (1981) ได้เสนอการวิเคราะห์พลังงานในแง่เอนโทรปี โดยวิธีที่ง่ายและสะดวก โดยแสดงตัวอย่างการวิเคราะห์กระบวนการผลิตกรดไนตริก ซึ่งมีไดอะแกรมอย่างง่ายดังแสดงในรูป 3.8

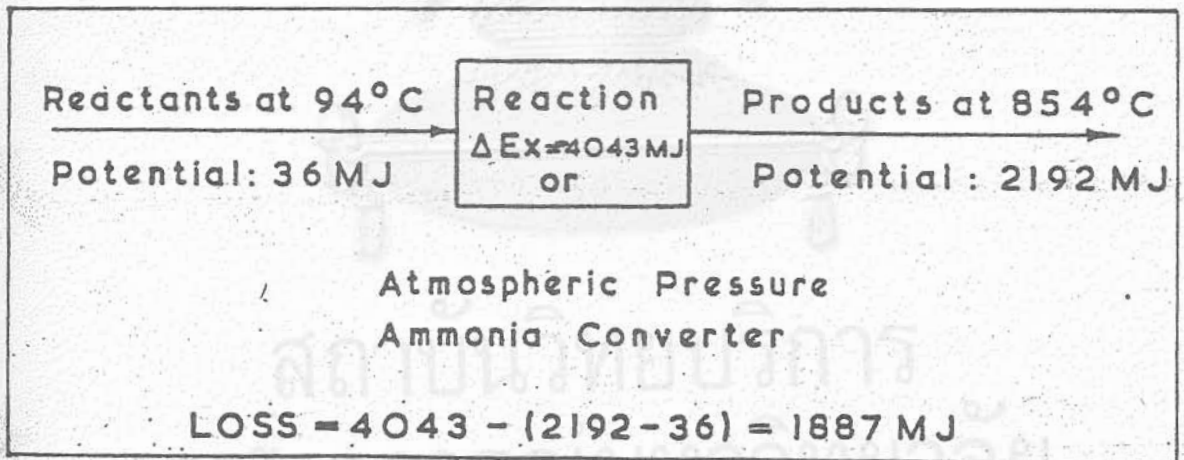
ผลการวิเคราะห์มีแสดงไว้ในตาราง 3.7

นอกจากนี้ ผู้วิจัยได้เสนอแนวคิดเกี่ยวกับการสูญเสียที่หลีกเลี่ยงได้ (Avoidable loss) เป็น $6T_u - 6T_o$ (best practical)

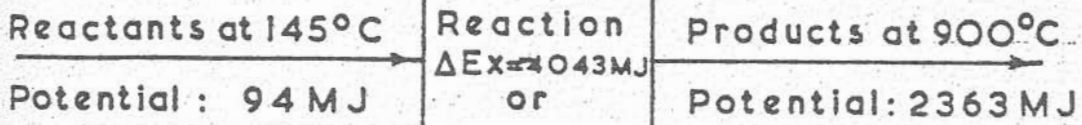
โดย 6 : เป็นค่าเพิ่มของเอนโทรปี (entropy)

T_o : อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม

ตาราง 3.7 ยังได้เสนอการสูญเสียที่หลีกเลี่ยงได้ใน Converter ดังรายละเอียดที่แสดงไว้ในรูป 3.6 และรูป 3.7



รูปที่ 3.6 Atmospheric Pressure Ammonia Converter



Best Practical Reactor

$$\text{LOSS} = 4043 - (2363 - 94) = 1774 \text{ MJ}$$

รูปที่ 3.7 Best Practical Ammonia Converter

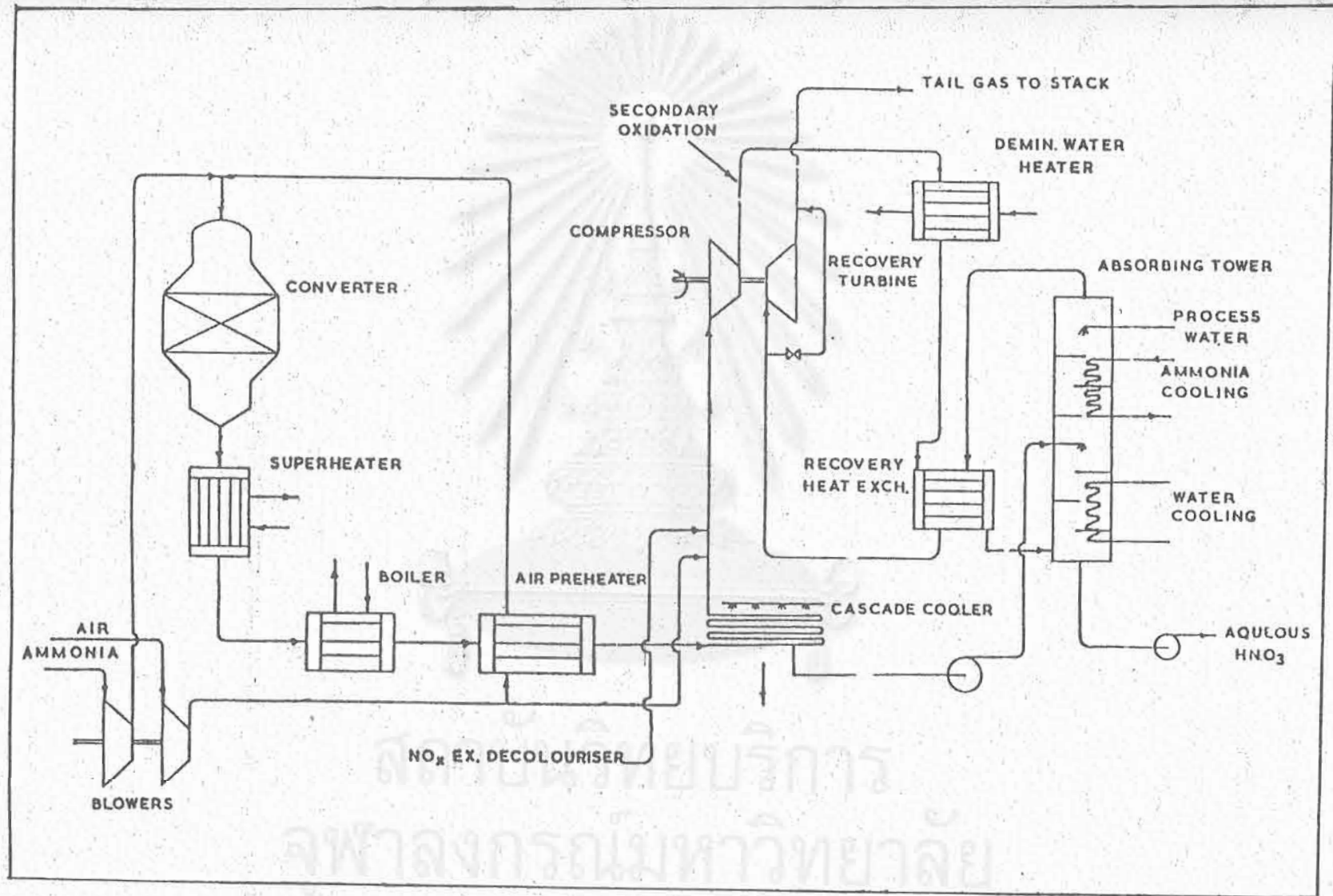
Linnhoff พบว่าที่สภาวะดีที่สุดใណภาคปฏิบัติ (Best Practical) การสูญเสียจะเป็น 1,774 MJ ในขณะที่สภาวะที่ได้ในปัจจุบันเกิดการสูญเสียเป็น 1,887 MJ นั่นคือ การสูญเสียที่หลีกเลี่ยงได้จะเป็น $1,887 - 1,774 = 113 \text{ MJ}$ อนึ่ง การให้ได้มาของสภาวะดีที่สุดใណภาคปฏิบัตินั้นจะต้องคำนึงถึงประเด็นต่อไปนี้ เช่น ถ้าปฏิกิริยาเป็นประเภท Exothermic จะต้อง

- ก) ดำเนินการให้เกิดปฏิกิริยาที่สภาวะใกล้เคียงกับอุณหภูมิที่จะคายพลังงานออกสูงสุด
- ข) ก่อนทำปฏิกิริยาต้องอุ่นสารให้มีอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิของปฏิกิริยา และเก็บความร้อนที่ปฏิกิริยาคายออกกลับมาใช้ประโยชน์ให้มากที่สุด
- ค) ต้องปรับควบคุมอัตราการไหลของมวลในทั้งระบบให้เหมาะสมที่สุด

ตารางที่ 3.7 Exergy Losses (MJ)

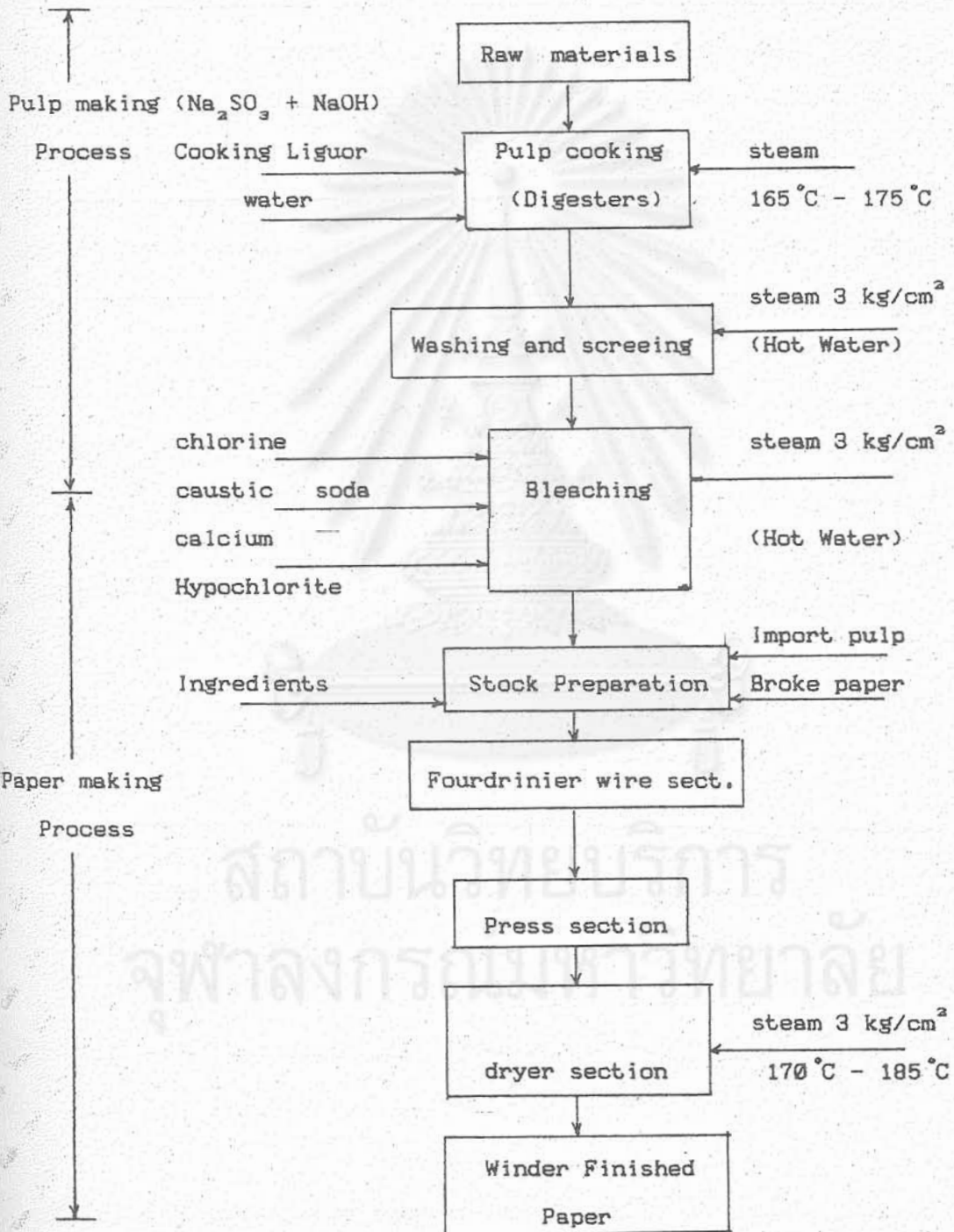
UNIT	CONVENTIONAL ANALYSIS	PRACTICAL ANALYSIS
Converter feed mixing	4.4	4.4
Converter	2099.0	113.0 (AVOIDABLE)
Superheater	109.5	109.5
Waste heat boiler	629.3	629.3
Air Preheater	107.5	107.5
Cascade cooler	526.0	188.2 (AVOIDABLE)
Secondary air & NO _x mixing	0.5	0.5
Compressor	189.4	189.4
Secondary oxidation	39.3	96.1 (AVOIDABLE)
Demin water heater	112.4	112.4
Recovery heat exchanger	79.3	79.3
Absorbing tower	1142.0	24.9 (AVOIDABLE)
Recovery turbine	114.0	114.0
Recovery turbine bypass	69.9	69.9
Tail Gas Outlet	14.1	14.1
Dearator	21.4	20.6
Steam Drum	6.1	6.1
Condensing turbine	388.6	388.6
Reducing valve	12.9	12.9
Ammonia flash drum	8.5	8.5
TOTAL	5674.1	2289.3

รูปที่ 3.8 Simplified Nitric Acid Process



3.4 ตัวอย่างที่ 4 (12)

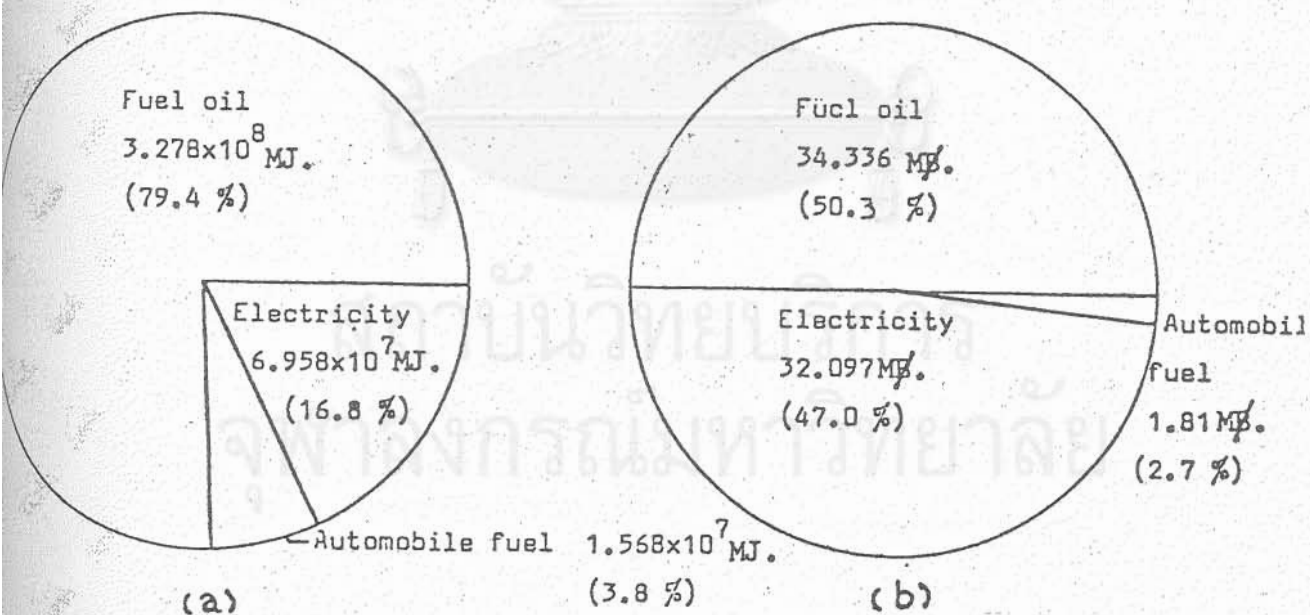
อนุศักดิ์ (1984) ได้ศึกษาวิเคราะห์การใช้พลังงานในโรงงานกระดาษบางปะอิน จังหวัดอยุธยา ซึ่งมีกำลังการผลิต 40 ตันกระดาษ/วัน กระบวนการผลิตของโรงงานกระดาษนี้มีแสดงเป็นบล็อกไดอะแกรม (block diagram) ในรูป 3.9



รูปที่ 3.9 Simplified Bang Pa-In Paper production process flow chart

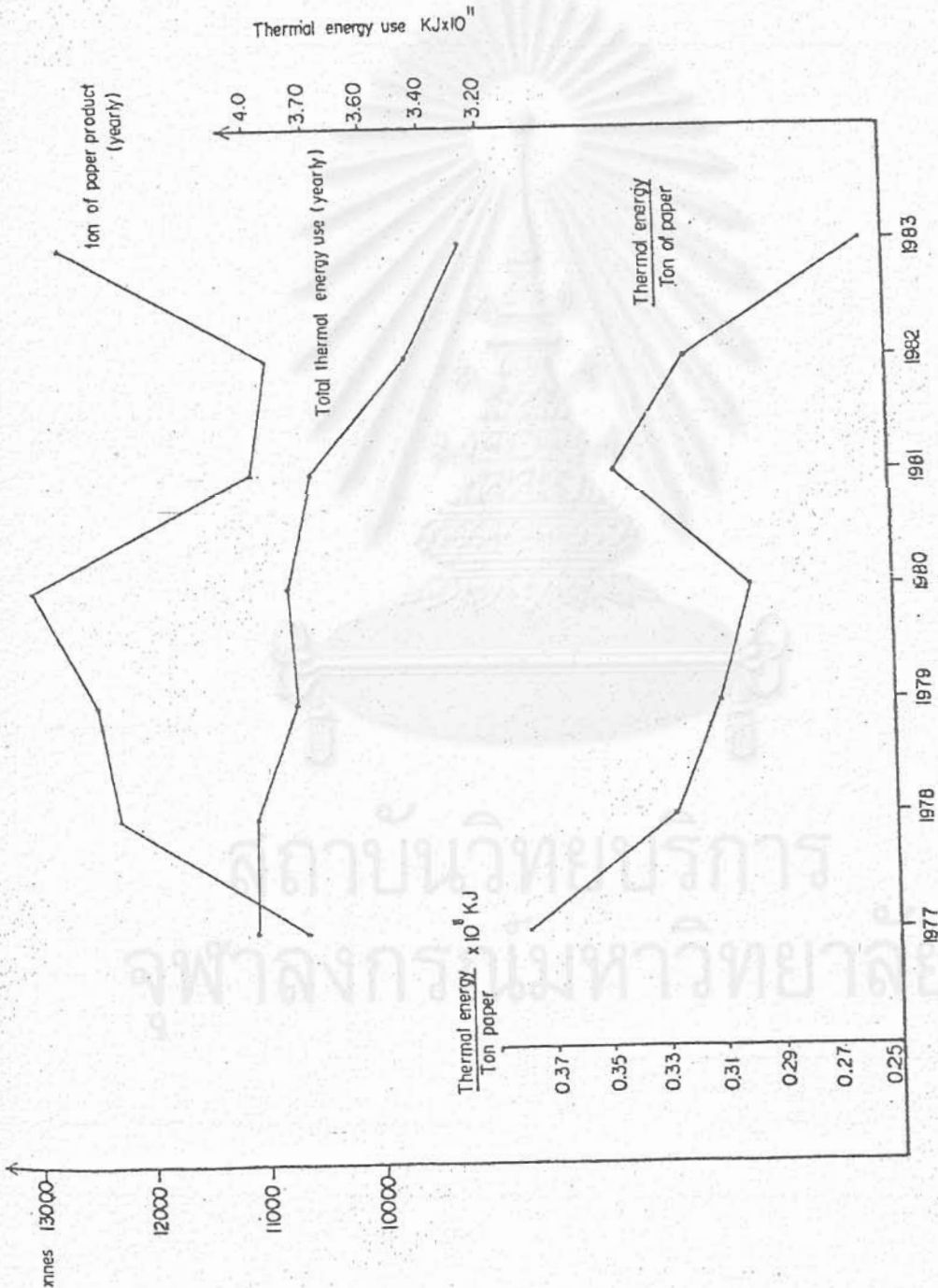
ตารางที่ 3.8 Energy Consumption of the factory in 1983(Plant account)

Typical energy	Amount	Energy (MJ.)	Cost (MB.)	%Energy Share	%Cost Share
Fuel oil	7909821 lit	3.278×10^8	34.336	79.4	50.3
Electricity	19329420 Kw,hr	6.958×10^7	32.097	16.8	47.0
Automobile fuel	400000 lit	1.568×10^7	1.810	3.8	2.7
Total for production		4.131×10^8	68.243	100%	100%



รูปที่ 3.10 Break-down of Bang Pa-In Paper Mill Factory's Demand, 1983 (a) By Energy Type (b) By Energy Cost

รูปที่ 3.10 จำแนกการใช้พลังงานในโรงงานสำหรับปีพ.ศ. 2526 รูปที่ 3.11 แสดงประวัติการใช้พลังงานในช่วงปีพ.ศ. 2520 ถึงพ.ศ. 2526 ส่วนรูปที่ 3.12 จำแนกการใช้พลังงานเป็นรายเดือนในช่วงเดือนตุลาคม พ.ศ. 2525 ถึงเดือนกันยายน พ.ศ. 2526 ตาราง 3.8 สรุปปริมาณการใช้พลังงานในโรงงานสำหรับปีพ.ศ.2526 อนึ่ง รูปที่ 3.13 เป็นไดอะแกรมระบบท่อของห้องหม้อไอน้ำ



รูปที่ 3.11 Historical yearly energy consumption

3.12 Monthly energy consumption

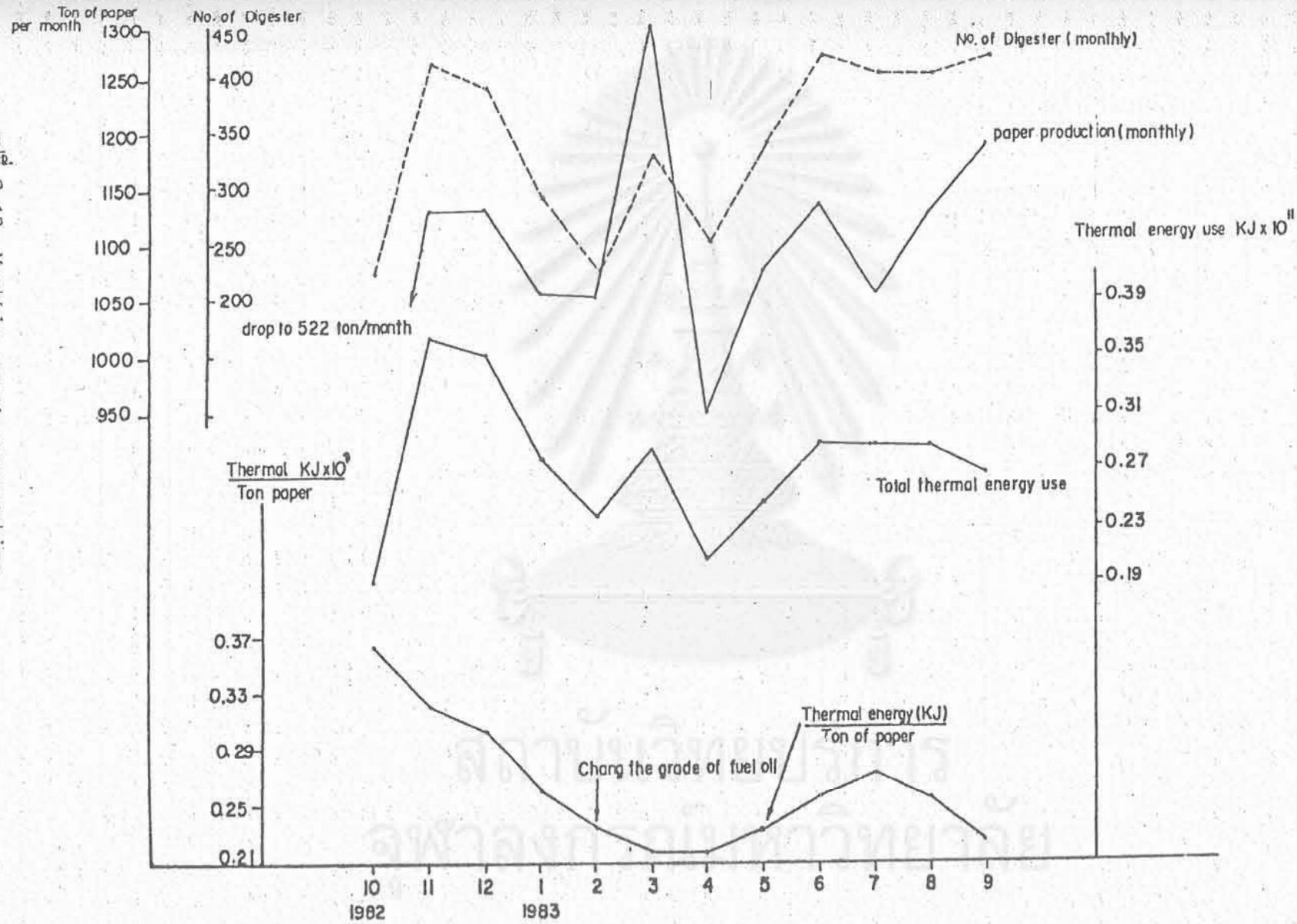


Fig 3.13 Simplified Piping Diagram in Boiler House

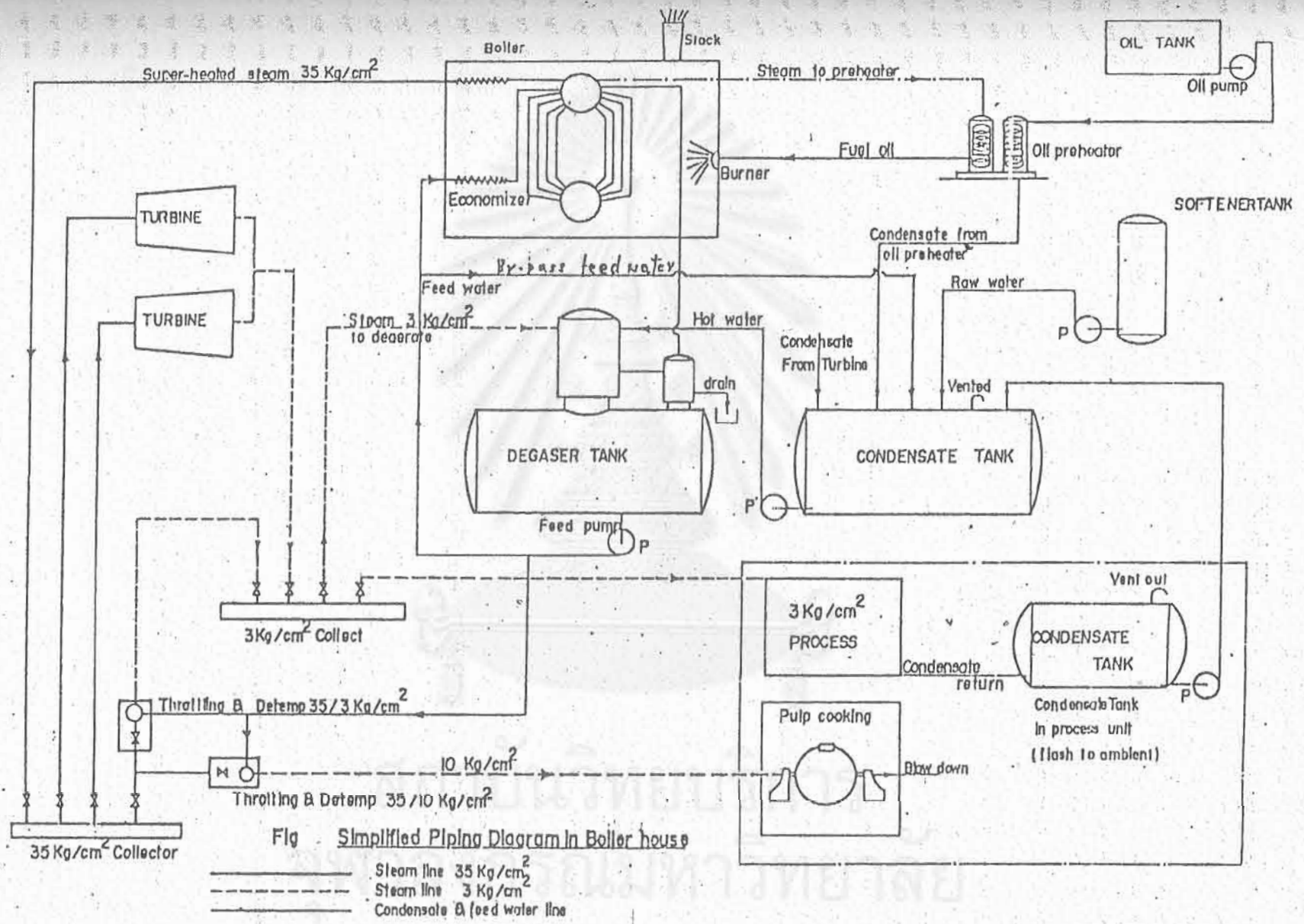


Fig 3.13 Simplified Piping Diagram in Boiler house

——— Steam line 35 Kg/cm²
 - - - - - Steam line 3 Kg/cm²
 = = = = = Condensate & feed water line

การศึกษานี้ได้วิเคราะห์การใช้พลังงาน ทั้งในแง่เอ็นธัลปีและเอ็กเซอร์ซีของ อุปกรณ์แต่ละหน่วย และได้แสดงผลการวิเคราะห์เป็นตาราง (12) หลังจากนั้นได้ให้ข้อสรุป และข้อเสนอแนะในการใช้พลังงานให้ประหยัดดังนี้

1) ควบคุมปริมาณอากาศ (excess air) สำหรับการเผาไหม้ในหม้อไอน้ำ โดยใช้เครื่องตรวจวัด O_2 หรือ CO_2 ในไอเสียจากหม้อไอน้ำ การกระทำดังกล่าวคาดว่าจะสามารถประหยัดเงินได้ 1.7 ล้านบาท/ปี เนื่องจากราคาของเครื่องตรวจวัด O_2 นั้น ประมาณ 200,000 บาท ดังนั้นระยะเวลาคืนทุน (pay-back period) จึงประมาณ 2 เดือน

2) ทำการหุ้มฉนวนที่ผิวด้านนอกของเครื่องย่อย (digester) โดยใช้แผ่นใย แก้วหนา 4 นิ้ว ปริมาณความร้อนที่สูญหายไปจะลดลง 2,940 MJ/digester และราคาของเชื้อเพลิงคาดว่าจะประหยัดได้ 1.527 ล้านบาท เนื่องจากค่าใช้จ่ายในการหุ้มฉนวน ประมาณ 470,000 บาท ดังนั้น ระยะเวลาคืนทุนประมาณ 4 เดือน

3) พยายามลดปริมาณการใช้ไอน้ำลงในช่วงเวลา curing ในขบวนการ cooking การทำเช่นนี้จะช่วยประหยัดเชื้อเพลิงคิดเป็นเงิน 30,800 บาทต่อปี โดยไม่ต้องลงทุนใด ๆ

4) ถ้านำน้ำควบแน่น (condensate) ที่ได้จากอุปกรณ์อบแห้งชุดแรกกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่ จะประหยัดราคาเชื้อเพลิงได้ 125,000 บาทต่อปี

5) เปลี่ยนกับดักไอน้ำ (steam trap) ใหม่เป็นชนิดลูกกลอย วิธีนี้จะประหยัดราคาเชื้อเพลิงได้ 804,700 บาทต่อปี ราคาลงทุนในการเปลี่ยนกับดักไอน้ำใหม่ประมาณ 145,000 บาท ดังนั้น ระยะเวลาคืนทุน 2.2 เดือน

6) ถ้าทำการผลิตไฟฟ้าและไอน้ำร่วมกัน (cogeneration) จะช่วยประหยัดเชื้อเพลิงได้ 2.6 ล้านบาท (คิดราคาเชื้อเพลิง 4.11 บาท/ลิตร และประสิทธิภาพหม้อน้ำ 78% โดยเฉลี่ย)

สรุปแล้ว ถ้าดำเนินการประหยัดพลังงานตามที่เสนอไว้ทั้งหมดจะสามารถประหยัดเงินได้ประมาณ 9.6 ล้านบาทต่อปี หรือ 14% ของราคาพลังงานทั้งหมด

3.5 ตัวอย่างที่ 5 (13)

Salih Dincer (1985) ได้เสนอวิธีการวิเคราะห์ห้พลังงานในรูปเอ็กเซอร์ซีสำหรับกระบวนการที่เปลี่ยนแปลงทางนิสิกล์ เช่น throttling การผสม (mixing) และการเปลี่ยนแปลงทางเคมี เช่น combustion process หลังจากนั้นได้เสนอรูปแบบการคำนวณเอ็กเซอร์ซีในเครื่องมือต่าง ๆ เช่น เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (heat exchanger), เครื่องแยก (separator), heat engine, เตาเผา (furnace), กังหัน (turbine), เครื่องอัดความดัน (compressor), heat pump and เครื่องทำความเย็น (refrigerator) ดังนี้

3.5.1 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์ซีของกระบวนการที่เปลี่ยนแปลงเชิงนิสิกล์

ในการพิจารณาไหลแบบคงที่ เอ็กเซอร์ซีของสายการไหลหาได้ดังนี้

$$Ex_1 = \Delta H_{o-1} - T_o \Delta S_{o-1} \quad (3.1)$$

1 : เป็นสภาวะที่ 1

o : เป็นสภาวะตาย (dead state) ($T_o = 25^\circ\text{C}$, $P_o = 1 \text{ atm}$)

ถ้าเกิดการเปลี่ยนแปลงจากสภาวะ 1 \rightarrow 2 เอ็กเซอร์ซีจะเปลี่ยนแปลงไปดังนี้

$$\Delta Ex_{1-2} = H_2 - H_1 - T_o (S_2 - S_1) \quad (3.2)$$

$$\text{หรือ } \Delta Ex = \Delta H - T_o \Delta S \quad (3.3)$$

1) การหาเอ็กเซอร์ซีสำหรับขบวนการ throttling

ยกตัวอย่างกรณีทีไอน้ำยิ่งยวดที่ 2000 kPa, 350 °C ผ่านกระบวนการ throttling เหลือความดันเป็น 500 kPa

จากตารางไอน้ำและสมการ (3.1) ได้

$$\Delta Ex = 186.4 \text{ kJ/kg}$$

ที่ 2000 kPa, 350 °C, ได้ $Ex = 1068.3 \text{ kJ/kg}$

$$\text{ดังนั้นเปอร์เซ็นต์ของการสูญเสียเอ็กเซอร์ยี} = \frac{186.4}{1068.3} \times 100 = 17.4 \%$$

2) การหาเอ็กเซอร์ยีสำหรับกระบวนการผสม (mixing)

2.1 กรณีอุณหภูมิคงที่

$$\Delta Ex = R T_0 \sum_i x_i \ln \gamma_i x_i \quad (3.4)$$

โดย x_i = สัดส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบ i

γ_i = ค่า activity coefficient ของ
องค์ประกอบ i ในสารละลาย

ถ้าสารละลายเป็นสารละลายอุดมคติ $\gamma_i = 1$ นั่นคือ

$$\Delta Ex = R T_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (3.5)$$

2.2 กรณีความดันคงที่

$$Ex = C_{p, \text{molar}} \sum_i (T_i - T_0) - T_0 C_{p, \text{molar}} \sum_i \ln (T_i / T_0) \quad (3.6)$$

3.5.2 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีสำหรับกระบวนการทางเคมี

$$\Delta Ex = \Delta G^\circ_f - \sum_j n_j \cdot \Delta G^\circ_{j,r} \quad (3.7)$$

ในที่นี้ n_j = จำนวนโมลของผลผลิต j
 ΔG° = standard Gibb's free energy
 f = ปฏิิกิริยาของการสร้างตัว (formation)

อนึ่ง เอ็กเซอร์จีของกระบวนการเคมีที่ไม่ได้อยู่สภาวะมาตรฐานสามารถคำนวณได้จาก

$$Ex_1 = Ex^\circ + \Delta Ex_{0-1} \quad (3.8)$$

3.5.3 การหาประสิทธิภาพตามกฎข้อที่สอง

3.1 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

$$\epsilon = \frac{\Delta Ex_{\text{cold stream}}}{\Delta Ex_{\text{hot stream}}} \quad (3.9)$$

3.2 เครื่องแยกสาร (Seperator)

$$\epsilon = \frac{\sum \Delta Ex_{\text{nonsource and nonpurge streams}}}{\sum Ex_{\text{utility supplied}}} \quad (3.10)$$

$$\text{ในที่นี้ } \sum Ex_{\text{utility supplied}} = Q_H [1 - (T_C/T_H)] - Q_C [1 - (T_C/T_C)] \quad (3.11)$$

T_H = อุณหภูมิคงที่ที่ให้ความร้อน [เช่น เครื่องต้มซ้ำ (reboiler)]

T_C = อุณหภูมิคงที่ที่ดึงความร้อนออก [เช่น เครื่องควบแน่น (condenser)]

$$\sum Ex_{\text{nonsource and nonpurge stream}} = \sum Ex_{\text{all usable outlet}} - \sum Ex_{\text{feed}} + \Delta Ex_{\text{sep}} \quad (3.12)$$

กล่าวโดยสรุปแล้ว บทความนี้ได้อธิบายวิธีคำนวณหาเอ็กเซอร์จีและประสิทธิภาพตามกฎข้อที่สอง ผู้ที่สนใจรายละเอียดเพิ่มเติมอาจหาอ่านจาก (13)

3.6 ตัวอย่างที่ 6 (11)

นายมนตรี อิงเจริญ (1984) ได้ศึกษาการวิเคราะห์ห้พลังงานความร้อนที่โรงงานอาหารรถยนต์แห่งหนึ่ง โดยเน้นหน่วยปฏิบัติการเป็นหน่วย ๆ ไป เช่น ระบบการใช้ไอน้ำ, เต้าไฟฟ้าสำหรับอบเบรค, ระบบการใช้เตาหลอม, เต้าอบ-ชุบไฟฟ้า, เต้าอบชิ้นงาน เป็นต้น

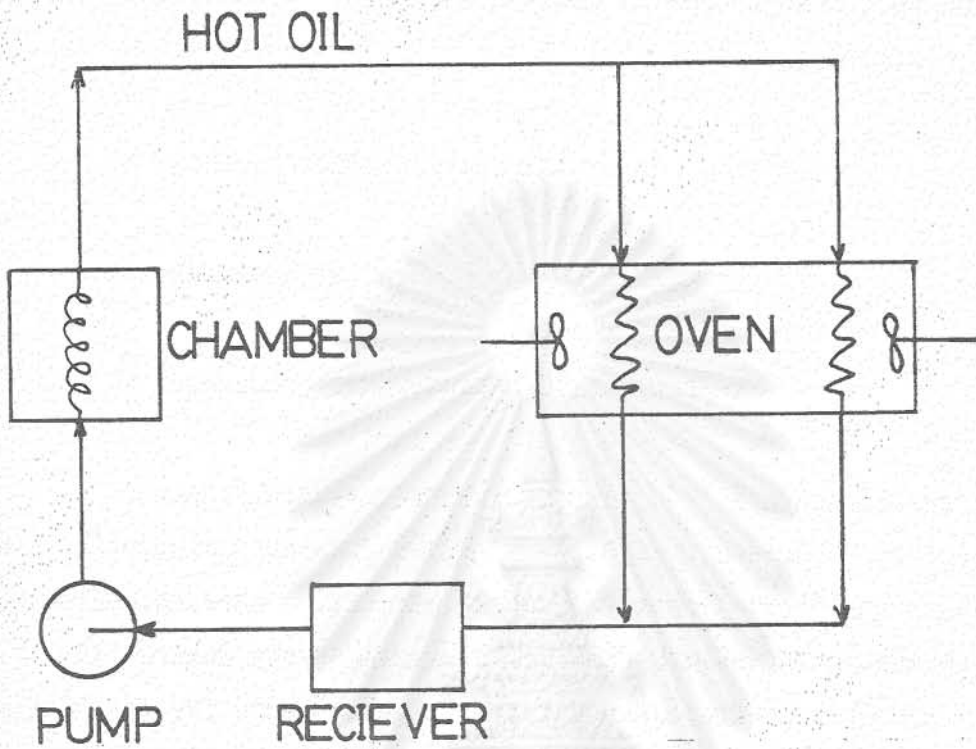
จากผลการวิเคราะห์พบว่า

ระบบการใช้ไอน้ำมีค่า	$\eta = 11 \% ,$	$\epsilon = 1 \%$
เต้าไฟฟ้าสำหรับเบรค	$\eta = 26 \% ,$	$\epsilon = 3 \%$
เตาหลอม	$\eta = 32 \% ,$	$\epsilon = 21 \%$
เต้าอบ-ชุบไฟฟ้า	$\eta = 13 \% ,$	$\epsilon = 6 \%$
เต้าเผาชิ้นงาน	$\eta = 3-20 \% ,$	$\epsilon = 1-11 \%$

ในกรณีของระบบการใช้ไอน้ำ ได้ประเมินค่าใช้จ่ายเป็นเงิน 214,665 บาทต่อปี ซึ่งในจำนวนนี้เป็นค่าพลังงานสูญเสีย 190,424 บาทต่อปี ค่าเอ็กเซอร์ยีที่สูญเสีย 53,987 บาทต่อปี และค่าการย้อนกลับไม่ได้ 157,860 บาทต่อปี ข้อมูลดังกล่าวแสดงให้เห็นว่า การออกแบบอุปกรณ์ที่ใช้ไอน้ำยังไม่ดีพอ ข้อเสนอแนะสำหรับการปรับปรุงมีดังนี้

- 1) ติดตั้งอุปกรณ์เก็บน้ำควบแน่น (condensate) กลับมาใช้ประโยชน์
- 2) ลดความร้อนที่หนีไปกับก๊าซทิ้งร้อน
- 3) หุ้มฉนวนระบบท่อจ่ายไอน้ำและติดตั้งอุปกรณ์ที่จำเป็นในระบบ

ในกรณีของเต้าอบเบรคโดยใช้ไฟฟ้า พบว่า $\eta = 26 \%$ และ $\epsilon = 3 \%$ ซึ่งประเมินเป็นค่าใช้จ่าย 61,926 บาทต่อปี ในจำนวนนี้เป็นค่าพลังงานสูญเสีย 45,887 บาทต่อปี, ค่าเอ็กเซอร์ยีสูญเสีย 4,180 บาทต่อปี และค่าการย้อนกลับไม่ได้ 55,758 บาทต่อปี ได้เสนอแนะให้เปลี่ยนแหล่งป้อนพลังงานใหม่ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อผลิตความร้อนสำหรับอบเบรค อากาศเย็นจะถูกทำให้ร้อนโดยใช้น้ำมันร้อนในชุดท่อ ซึ่งออกจากห้องเผาไหม้แล้วไหลเวียนกลับไปถังเก็บน้ำมันในลักษณะระบบปิด ดังแสดงในรูป 3.14



รูปที่ 3.14 Closed loop for improving

ข้อเสนอแนะอื่น ๆ มีอาทิเช่น หุ้มฉนวนผนังของเตาอบเบรค

ในกรณีของเตาหลอม ปรากฏว่าประสิทธิภาพ $\eta = 32\%$ และ $\epsilon = 21\%$ ซึ่งประเมินเป็นค่าใช้จ่าย 4,038,332 บาทต่อปี ในจำนวนนี้เป็นค่าพลังงานสูญเสีย 2,734,441 บาทต่อปี, ค่าเอ็กเซอร์ยีสูญเสีย 344,450 บาทต่อปี และค่าการย้อนกลับไม่ได้ 2,827,925 บาทต่อปี พบว่าปัญหาที่พลังงานส่วนใหญ่ที่สูญเสียเนื่องมาจาก การระบายความร้อนของน้ำหล่อเย็นของขดลวดร้อน โดยต้องใช้หอบระบายความร้อน หลังจากทำการวิเคราะห์พบว่า หอบระบายความร้อนไม่เหมาะสมกับการใช้งานเพราะไม่เพียงพอกับภาระกรรม (load) แต่ในระบบการใช้เตาหลอมจะให้ผลค่อนข้างดีพอใช้ สำหรับการให้แหล่งงานเป็นไฟฟ้าพบว่า ถ้าปรับปรุงจะประหยัดค่าใช้จ่ายได้ปีละ 466,680 บาท

ในกรณีของเตาอบ-ชุบไฟฟ้าพบว่า ประสิทธิภาพ $\eta = 13\%$ และ $\epsilon = 6\%$ ซึ่งประเมินเป็นค่าใช้จ่าย 352,400 บาทต่อปี ในจำนวนนี้เป็นค่าพลังงานสูญเสีย 306,145 บาทต่อปี, ค่าเอ็กเซอร์ยีสูญเสีย 147,508 บาทต่อปี และค่าการย้อนกลับไม่ได้ 160,663 บาทต่อปี จะเห็นว่าอุปกรณ์ที่ใช้ออกแบบไม่ดีพอ และควรปรับปรุงดังนี้

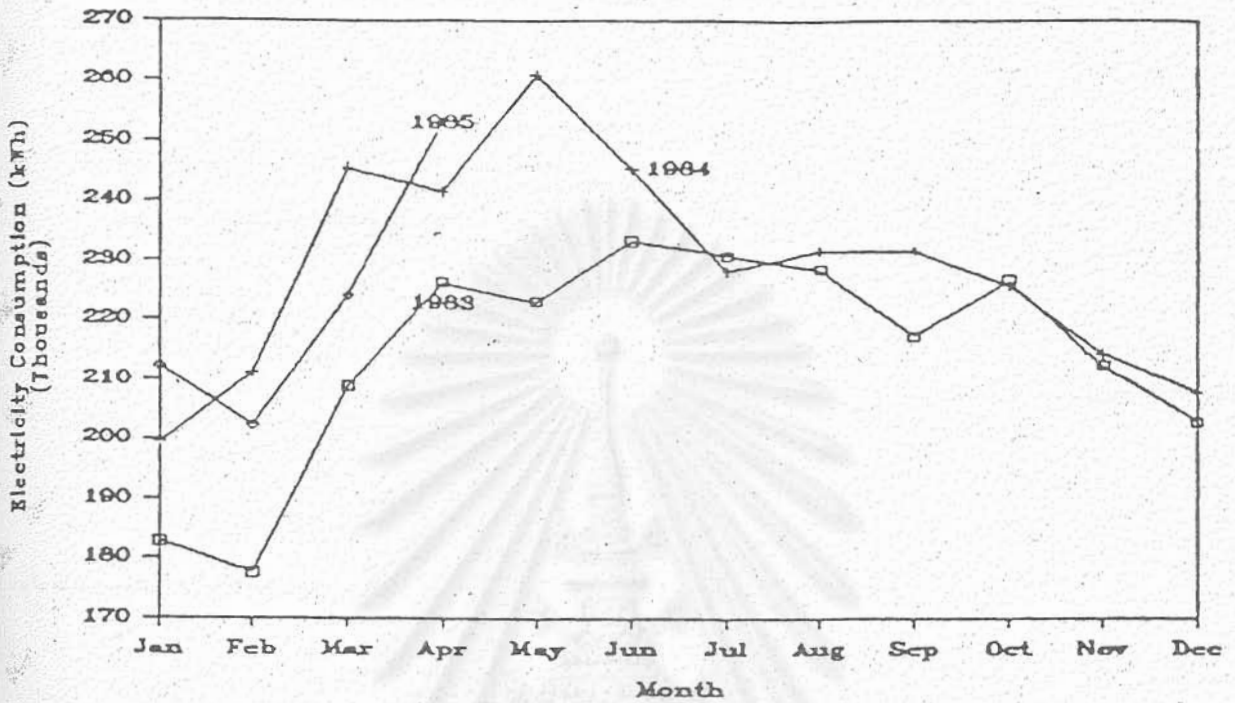
- 1) ออกแบบฐานรับชิ้นงานให้เหมาะสม
- 2) หุ้มฉนวนผนังเตา
- 3) ออกแบบแผ่นเหล็กกันขดลวดความร้อนให้เหมาะสม

จากผลการวิเคราะห์หน่วยงานแต่ละหน่วยแล้ว นำมาคิดค่าใช้จ่ายรวมของพลังงานที่ให้กระบวนการผลิตพบว่าเป็นเงิน 7,446,642 บาทต่อปี ในจำนวนนี้ค่าเอ็กเซอร์ยีสูญเสียเท่ากับ 1,733,336 บาทต่อปี และค่าเอ็กเซอร์ยีที่ถูกทำลายเท่ากับ 4,737,916 บาทต่อปี หลังจากเสนอแนะให้ปรับปรุงแล้ว ประเมินค่าการประหยัดพลังงานที่สูญเสียได้ 448,971 บาทต่อปี หรือประมาณ 6% ของค่าพลังงานที่ป้อนเข้าทั้งหมด

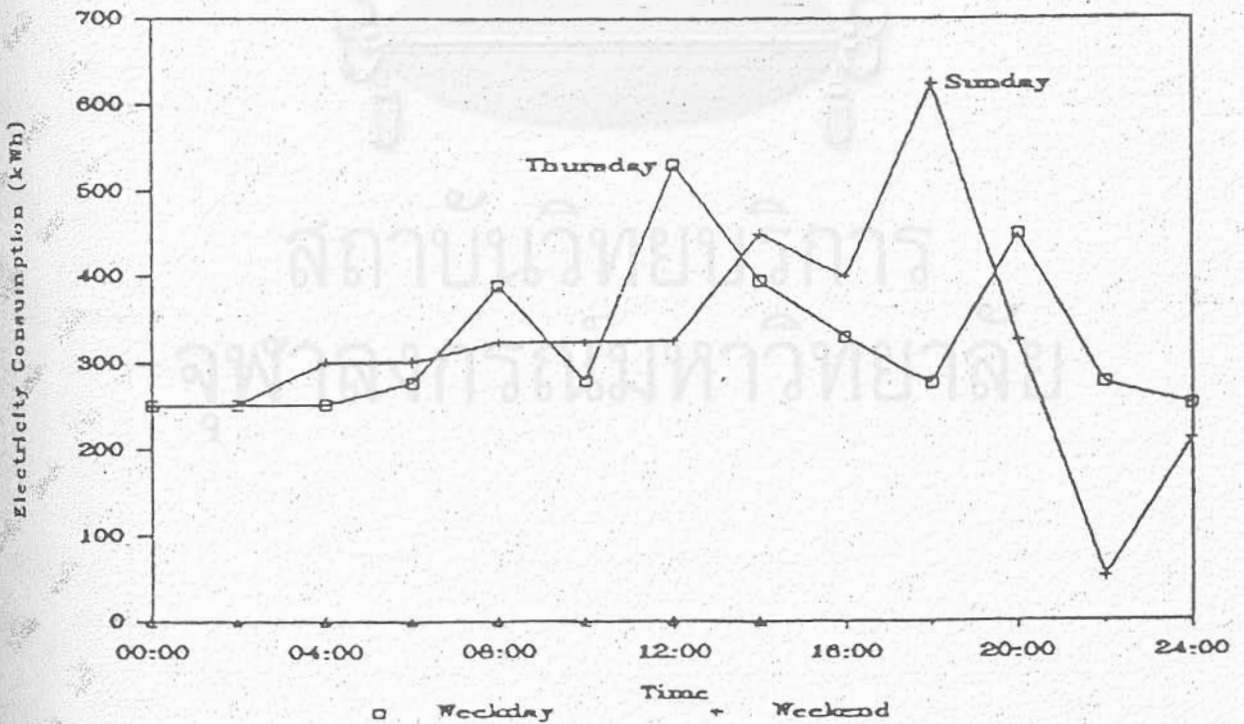
3.7 ตัวอย่างที่ 7 (10)

ดร. ปรีดา วิบูลย์สวัสดิ์ (1984) ได้ศึกษาริเคราะห์พลังงานของโรงพยาบาลเอกชนแห่งหนึ่งในกรุงเทพ โดยใช้แนวคิดของ อเวลาบิลิตี้ พบว่าโรงพยาบาลแห่งนี้ในปี 1984 ได้ใช้พลังงานไป 1.64 million MJ หรือคิดเป็นเงิน 5.84 ล้านบาท โดยแบ่งชนิดของพลังงานได้เป็น พลังงานไฟฟ้า 62.4% และพลังงานดีเซล 39.6% ในแง่ของค่าใช้จ่ายแล้วพบว่าพลังงานไฟฟ้าสิ้นเปลืองประมาณ 81.0% และพลังงานดีเซล 19.0% ของค่าใช้จ่ายพลังงานทั้งหมด

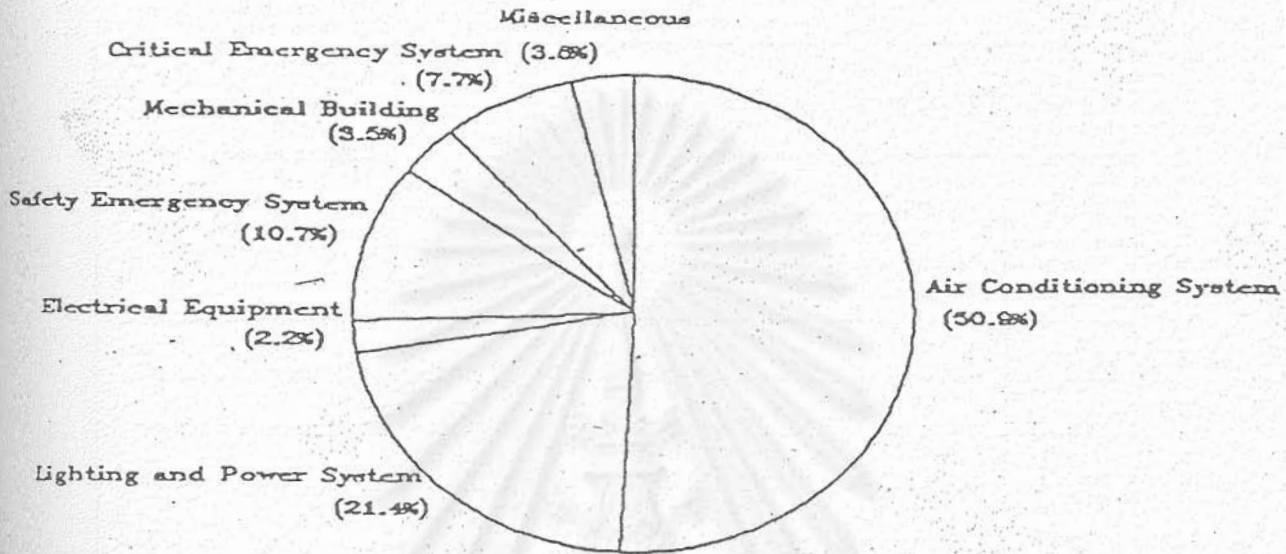
รูป 3.15 ถึง 3.18 แสดงปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้า และดีเซลของโรงพยาบาลแห่งนี้



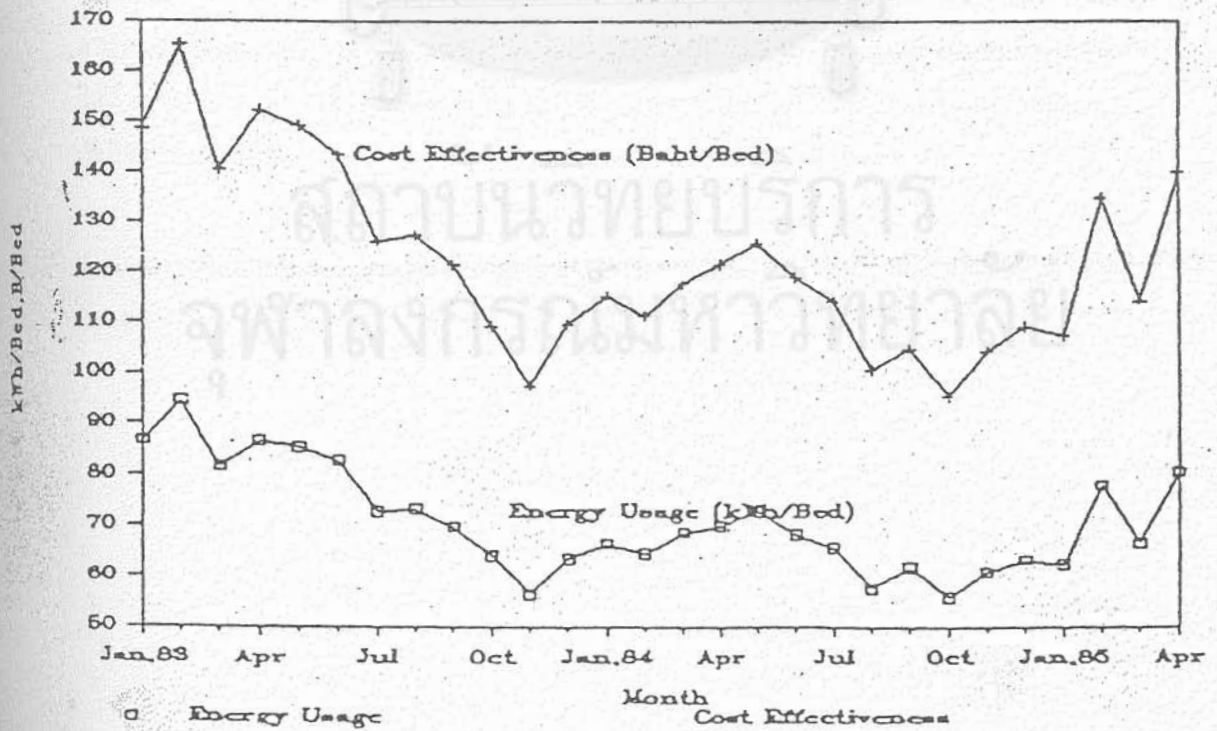
รูปที่ 3.15 Electricity Consumption of BH, Jan 1983-Apr. 1985



รูปที่ 3.16 Electricity Demand Two Hour Periods Characteristics.



รูปที่ 3.17 Electricity Consumption of Major Users



รูปที่ 3.18 Energy Usage Index and Cost Effectiveness, 1983-1985

งานวิจัยนี้ได้วิเคราะห์เอ็นรัลปีและเอ็กเซอร์ซีของเครื่องทำน้ำเย็น (Chiller) เบอร์ 1 และเบอร์ 2 แล้วนำผลการวิเคราะห์มาเปรียบเทียบให้ดูในตาราง 3.9

ตาราง 3.9 Summary of Chillers Performances

Performance	Chiller No.1		Chiller No.2	
	Full Load	Part Load	Full Load	Part Load
Compression efficiency	0.920	0.819	0.860	0.828
Condenser effectiveness	0.146	0.107	0.170	0.111
Evaporator effectiveness	0.425	0.428	0.420	0.400
COP	3.73	3.59	3.73	3.49
Second law efficiency	0.300	0.288	0.300	0.280

จากผลการวิเคราะห์สรุปได้ว่า ทั้งเครื่องทำน้ำเย็นเบอร์ 1 และเบอร์ 2 มีสมรรถภาพที่ใกล้เคียงกัน และสมรรถภาพที่สภาวะภาระต่ำจะมีประสิทธิภาพต่ำกว่าสภาวะภาระเต็มทั้งสองเครื่อง ดังนั้นในการที่จะให้เครื่องทำงานให้ได้ประสิทธิภาพสูงนั้นควรจะให้ทำงานที่สภาวะภาระเต็มของเครื่องใดเครื่องหนึ่ง มากกว่าให้ทั้งสองเครื่องทำงานพร้อมกันที่สภาวะภาระต่ำ

ผลการวิเคราะห์เครื่องผลิตไอน้ำเบอร์ 1 และเบอร์ 2 มีแสดงไว้ในตาราง

ตาราง 3.10 Comparison of Steam Generation Performances

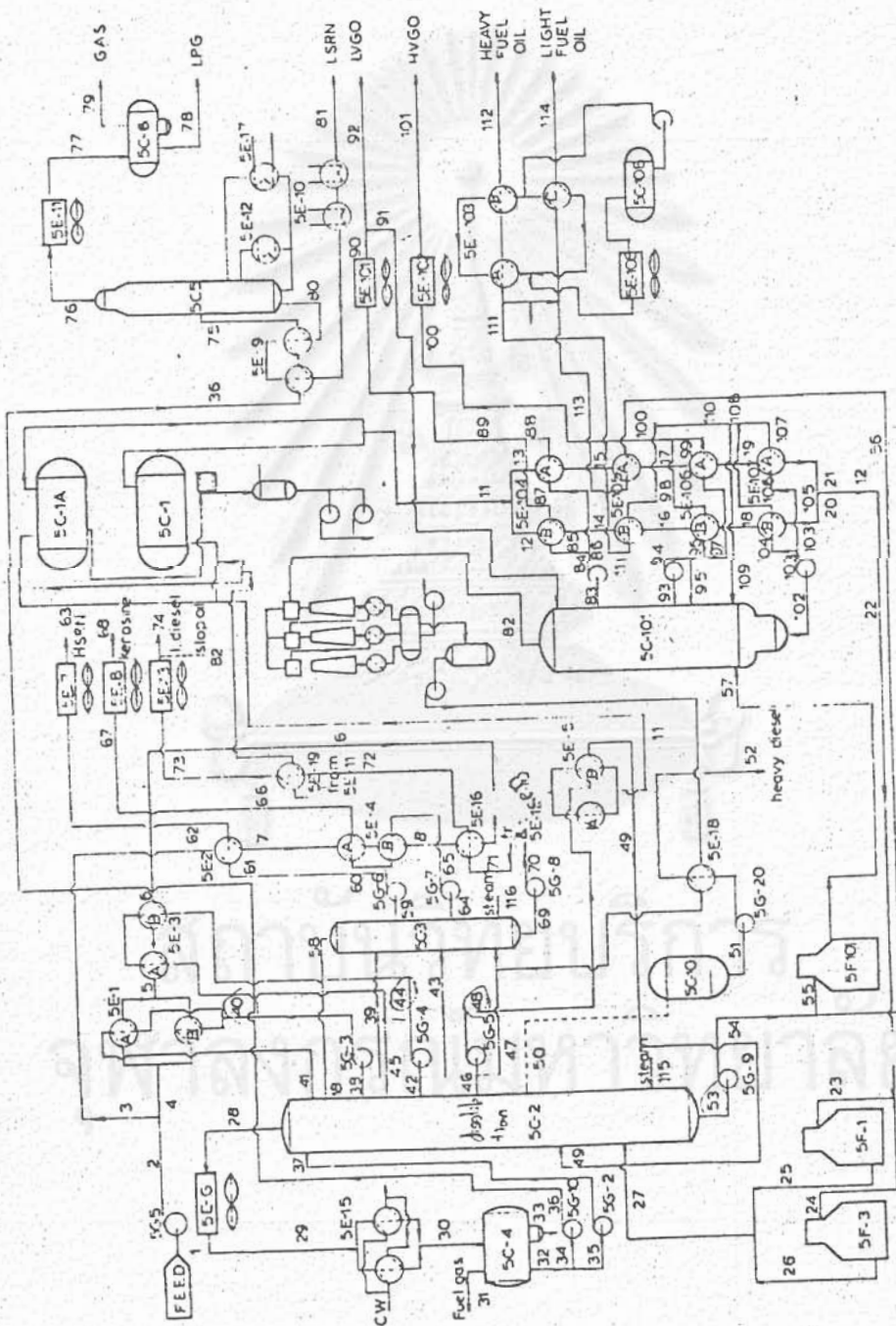
	Generator No.1	Generator No.2
Excess air, %	71.3	31.8
First law efficiency, %	78.7	84.8
Second law efficiency, %	23.8	25.4
Availability loss with flue gas, %	4.5	2.8
Irreversibilities, %	71.1	71.5
Availability loss due to heat transfer,%	0.6	0.3

จากตารางที่ 3.10 พบว่า หม้อไอน้ำเบอร์ 1 มีเอ็กเซอร์ยีที่สูญเสียมากกว่าเบอร์ 2 เนื่องจากใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินมากกว่า ทำให้ประสิทธิภาพของเบอร์ 1 น้อยกว่าเบอร์ 2 ส่วนค่าการย้อนกลับไม่ได้ (Irreversibility) มีค่าไม่แตกต่างกันมากนักจากการวิเคราะห์นี้ได้ให้ข้อเสนอแนะในการเพิ่มประสิทธิภาพของเครื่องดังนี้

- 1) ควรใช้น้ำมันเกรดต่ำแทนน้ำมันดีเซล ซึ่งราคาแพง
- 2) เนื่องจากหม้อไอน้ำเบอร์ 2 มีประสิทธิภาพตามกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์เป็น 84.8% จึงควรใช้ทำงานมากกว่าเบอร์ 1 ซึ่งมีประสิทธิภาพต่ำกว่า
- 3) ควรเพิ่มประสิทธิภาพของเบอร์ 1 โดยใช้หัวเผาที่ดีกว่าเดิมเพื่อให้สามารถทำการสันดาปสมบูรณ์โดยใช้อากาศส่วนเกินน้อยลง ผลก็คือช่วยลดการสูญเสียพลังงานไปกับก๊าซทิ้งได้

3.8 ตัวอย่างที่ 8 (9)

S. Dincer และ D. Erkan (1986) ได้ศึกษาการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีในกระบวนการกลั่นน้ำมัน โดยได้เน้นถึงการสูญเสียของเอ็กเซอร์ยีในหน่วยหลักของกระบวนการแผนผังของกระบวนการกลั่นน้ำมันนี้แสดงไว้ในรูป 3.19



รูปที่ 3.19 Flow-sheet of the considered refinery

ในการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีที่สูญเสียนั้น ได้คำนวณจากสมการ (3.13)

$$\Delta Ex_{\text{loss}} = \sum Ex_{\text{input}} - \sum Ex_{\text{useful output}} \quad (3.13)$$

ผลการวิเคราะห์ในหน่วยต่าง ๆ มีสรุปในตารางที่ 3.11

ตารางที่ 3.11 Losses of Available Power in the Refinery^a

Unit	Loss of available power (kJh ⁻¹)x10 ⁻⁸	% of total available energy loss
5C-2	48.00	1.79
5C-3	7.200	0.27
5C-4	1.050	0.04
5C-6	1.012	0.04
5C-101	123.0	4.59
5F-1	785.2	29.3
5F-3	485.6	18.1
5F-103	369.9	13.8
Heat exchangers before de-salters	157.0	5.86
Heat exchangers after de-salters	90.68	3.39
Air coolers	296.4	11.1
Water coolers	206.8	7.72
Pumps	24.54	0.92
Other losses	81.62	3.05
Total loss	2678	100

ผลการวิเคราะห์พบว่า การสูญเสียเอ็กเซอร์ยีเกิดขึ้นมาก ที่สำคัญ ๆ ได้แก่ ที่ เตาเผา (furnaces) ดังต่อไปนี้

เตาเผา	5F-1	=	29.3 %
เตาเผา	5F-3	=	18.1 %
เตาเผา	5F-103	=	13.8 %

ที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนผ่านเครื่องกำจัดเกลือ (de-salter)	=	5.86 %
ที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนหลังผ่านเครื่องกำจัดเกลือ (de-salter)	=	3.39 %
ที่เครื่องระบายความร้อนด้วยอากาศ (Air coolers)	=	11.1 %
ที่เครื่องระบายความร้อนด้วยน้ำ (Water coolers)	=	7.72 %

งานวิจัยนี้ได้ให้ข้อเสนอแนะดังนี้

ประเด็นที่ 1)

สาเหตุที่การสูญเสียของเอ็กเซอร์ยีที่เตาเผาที่มีค่าสูงนั้น ส่วนใหญ่จะเกิดขึ้นเนื่อง จากสูญเสียไปกับก๊าซทิ้ง (flue gas) ร้อนที่ถูกปล่อยออกไป เพื่อที่จะเป็นการสงวน พลังงานไว้ให้ได้มากขึ้น ควรจะนำก๊าซทิ้งร้อนนั้นไปอุ่นอากาศก่อนที่จะเข้าสู่เตาเผา หรือนำ ไปอุ่นน้ำบ่อนก่อนที่จะบ่อนเข้าหม้อไอน้ำ

ประเด็นที่ 2)

ที่หน่วยของเครื่องระบายความร้อนด้วยอากาศ หรือเครื่องระบายความร้อนด้วย น้ำ การสูญเสียของเอ็กเซอร์ยีก็มีค่าสูงเช่นกัน ควรจะมีการอินทิเกรตความร้อน (heat integration) เพื่อเป็นการสงวนพลังงานให้ใช้เป็นประโยชน์

สัญลักษณ์ที่ใช้ในโฟลว์ชีท (Flow sheet) ที่สำคัญได้แก่

5C-1, -1A	Desalters
5C-2	Atmospheric distillation column
5C-3	Stripper
5C-4, -6	Drums
5C-5	De-butanizer
5C-101	Vacuum-distillation column
5E-number	Heat exchangers, air or water coolers
5F-number	Furnaces

3.9 บทความอื่น ๆ

นอกจากตัวอย่างที่กล่าวมาแล้วข้างต้น ยังมีบทความที่เกี่ยวข้องเนื่องกับการประยุกต์ใช้เอ็กเซอร์ยีกจำนวนพอสมควร ในที่นี้จะเสนอรายชื่อของบทความส่วนหนึ่งที่คิดว่าน่าสนใจดังต่อไปนี้

- 1) W. Schultz and A. Bejan, "Exergy Conservation in Parallel Thermal Insulation Systems", Int. J. Heat Mass Transfer , Vol 26, No.3, pp 335-340, 1983.
- 2) T. J. Kotas, "Exergy Method of Thermal and Chemical Plant Analysis", Chem. Eng. Res. Des. , Vol 64, May 1986, pp 212-229
- 3) R. A. Gaggioli and P. J. Petit, "Use The Second Law First", CHEMTECH , August 1977 , pp 496-506
- 4) Noel de Nevers, "The Second Way to Use The Second Law", CHEMTECH , May 1982, pp 306-317

- 5) G. M. Reistad, "Available Energy Conversion and Utilization in the United States", Journal of Engineering for Power , July 1975, pp 429-434
- 6) John C. Chato and Charalambos Damianides, "Second-law-based optimization of heat exchanger networks using load curves", Int. J. Heat Mass Transfer , Vol 29, No.8, pp 1079-1086, 1986.



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การวิเคราะห์เอ็นทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของโรงงานผลิตกรดไนตริก

4.1 คำนำ

วัตถุประสงค์ของการศึกษาในบทนี้คือ การวิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานผลิตกรดไนตริก ซึ่งเป็นโรงงานเคมีอินทรีย์พื้นฐาน เพื่อให้ทราบชัดเจนว่า หน่วยปฏิบัติการใด ให้ประสิทธิผลของการใช้พลังงานมากหรือน้อยเพียงใด อนึ่ง ข้อมูลต่าง ๆ เกี่ยวกับเงื่อนไขการทำงาน of โรงงานผลิตกรดไนตริกนี้ได้มาจากบทความวิชาการ และเอกสารอ้างอิง ซึ่งใกล้เคียงกับข้อมูลจริงของโรงงาน เหตุที่ไม่สามารถหาและใช้ข้อมูลจริงทั้งหมดได้เพราะเป็นความลับของโรงงาน อย่างไรก็ตาม ข้อสรุปและผลการวิเคราะห์พลังงานที่ได้ก็เชื่อว่าใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากพอสมควร โดยเฉพาะอย่างยิ่งทำให้ทราบถึงแนวโน้มการสูญเสีย (สิ้นเปลือง) พลังงานในโรงงานได้อย่างถูกต้อง

4.2 กระบวนการผลิตกรดไนตริกอย่างคร่าว ๆ

วัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตกรดไนตริกของโรงงานแห่งนี้ได้แก่ แอมโมเนียแห้ง (Anhydrous ammonia), อากาศและน้ำ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้คือ platinum-rhodium gauze ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือ ปฏิกิริยาออกซิเดชัน โดยออกซิเจนปริมาณมากเกินพอที่มีอยู่ในอากาศป้อน

เงื่อนไขปฏิบัติการที่นิยมใช้กันเป็นดังนี้ :

ความดันในเครื่องปฏิกรณ์ (converter)	7.804 - 8.01	atm
อุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์	627 - 920	° C
อุณหภูมิในหอดูดกลืน (absorption tower)	60 - 90	° C

ไดอะแกรมการไหล (flow diagram) ของกระบวนการผลิตกรดไนตริกมีแสดงไว้ในรูป 4.1

4.3 การทำดุลเชิงมวลและดุลเชิงความร้อนของโรงงานกรดไนตริก

4.3.1 ฐานข้อมูลที่ใช้ในการคำนวณ

วัตถุดิบแอมโมเนีย	100	kmol
กรดไนตริกที่ผลิต (ความเข้มข้น 65% wt)	95	kmol
อุณหภูมิที่ภาวะมาตรฐาน (T_0)	25	$^{\circ}\text{C}$
ความดันที่ภาวะมาตรฐาน (P_0)	1	atm

4.3.2 สมการดุลเชิงมวล

สมการดุลเชิงมวลที่ใช้มีรูปดังต่อไปนี้

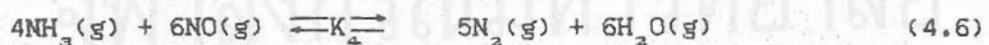
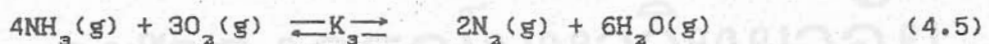
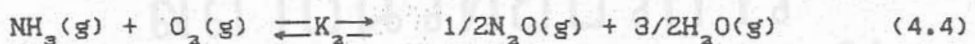
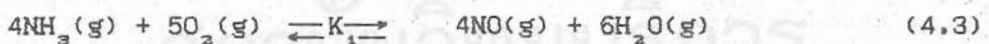
สมการดุลเชิงมวลขององค์ประกอบ i ที่สภาวะคงที่ :

$$\text{โมลของ } i \text{ ที่ไหลออก} = \text{โมลของ } i \text{ ที่ไหลเข้า} + \text{โมลของ } i \text{ ที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยา} \quad (4.1)$$

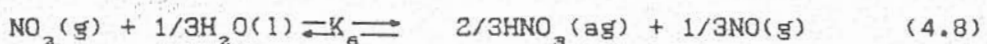
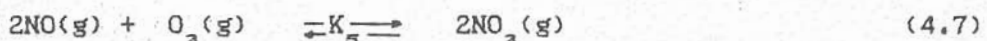
สมการดุลเชิงมวลของสารทั้งหมดที่สภาวะคงที่

$$\text{มวลของสารทั้งหมดที่ไหลออก} = \text{มวลของสารทั้งหมดที่ไหลเข้า} \quad (4.2)$$

อนึ่ง ปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ (converter) มีดังนี้



ปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นในหอดูดกสีน (Absorption Tower) ได้แก่



4.3.3 สมการดุลเชิงความร้อน

สมการดุลความร้อนที่ใช้คือ

เอนทัลปีที่ไหลออก = เอนทัลปีที่ไหลเข้า + ความร้อนที่เติมให้แก่ระบบ

$$\Delta H = Q \quad (4.9)$$

โดยทั่วไป เอนทัลปีขององค์ประกอบ i (เมื่อเทียบกับอุณหภูมิอ้างอิง T_0)
คำนวณได้จาก

$$\begin{aligned} H_i &= \int_{T_0}^T c_p dT = \int_{T_0}^T (a+bT+cT^2) dT \\ &= a(T-T_0) + (b/2)(T^2-T_0^2) + (c/3)(T^3-T_0^3) \end{aligned} \quad (4.10)$$

4.3.4 สมดุลเชิงเคมี (Chemical Equilibrium) ของระบบ

ในการหาดุลเชิงมวลของระบบ เราจะถือว่าปฏิกิริยาข้างต้นอยู่ในสมดุล
เชิงเคมี

จากความสัมพันธ์ที่ว่า $\Delta F^\circ = -RT \ln K$ (4.11)
เราได้

$$\ln K = (-\Delta H_0^\circ/RT) + (\Delta \alpha \ln T/R) + (\Delta \beta T/2R) + (\Delta \gamma T^2/6R) + C \quad (4.12)$$

โดยที่ C : ค่าคงที่
อหนึ่ง

$$\Delta F^\circ = \Delta H_0^\circ - \Delta \alpha T \ln T - (\Delta \beta/2)T^2 - (\Delta \gamma/6)T^3 - IT \quad (4.13)$$

โดยที่ $I = RC$

และค่า

$$\Delta H^\circ = \Delta H_0 + \Delta \alpha T + (\Delta \beta / 2)T^2 + (\Delta \gamma / 3)T^3 \quad (4.14)$$

ความสัมพันธ์เหล่านี้สามารถใช้หาค่าของ K ที่อุณหภูมิต่าง ๆ ได้

4.3.5 สมมติฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์พลังงาน

- ก. สารละลายในกระบวนการถือได้ว่าเป็นสารละลายอุดมคติ (ideal solution) ในการคำนวณเอนทัลปีและเอนทัลปี
- ข. ในการเปลี่ยนแปลงของเอนทัลปีกิริยาของก๊าซผสม (gas mixture) ไม่คำนึงถึงผลการผสม (mixing effect)
- ค. การสูญเสียความร้อนออกจากอุปกรณ์มีน้อยมากจนละเลยได้ (นั่นคือ อุปกรณ์ทุกชิ้นมีการหุ้มฉนวนความร้อนอย่างดี)

4.4 ผลการแก้สมการดุลเชิงมวลและดุลความร้อน (เอนทัลปี)

ที่เครื่องปฏิกรณ์ (converter):

ที่ $T = 1050^\circ \text{K}$ อ่านค่า K_1, K_2, K_3, K_4 จากกราฟในรูป 4.2, 4.3 และ 4.4 แล้ว คำนวณค่า K ได้ดังนี้

$$K = \frac{K_1 \cdot K_2 \cdot K_4}{K_3} = 7.49 \times 10^{33}$$

อเนิง ค่า K จากการทำดุลเชิงมวลได้

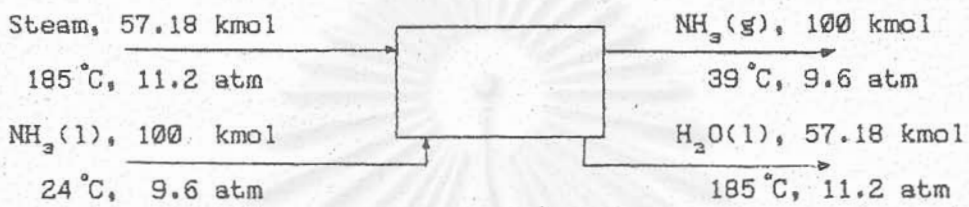
$$K = \frac{K_1 \cdot K_2 \cdot K_4}{K_3} = \frac{3.03 \times 10^{13} \times 3.633 \times 10^{12} \times 2.653 \times 10^{21}}{4.095 \times 10^{13}}$$

$$K = 7.13 \times 10^{33}$$

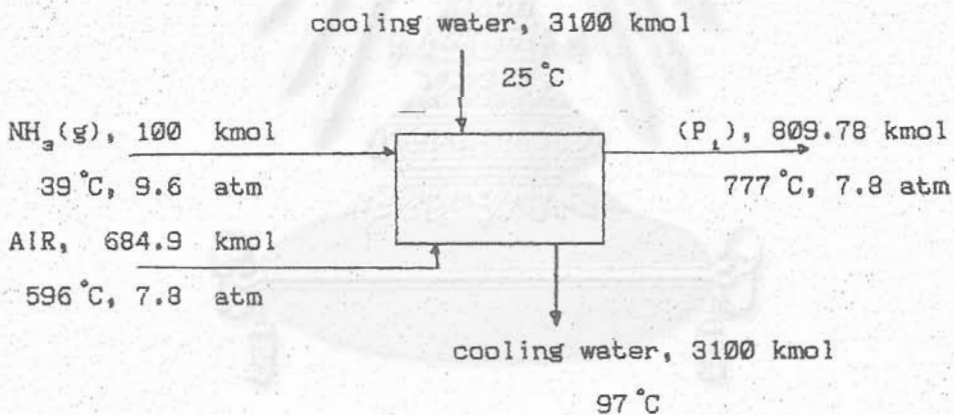
นั่นคือค่า K จากกราฟ และค่า K จากการทำดุลมวลให้ค่าใกล้เคียงกัน ดังนั้นจึงสามารถกำหนดเงื่อนไขที่แท้จริงในเครื่องปฏิกรณ์ได้เป็น $T = 1050^{\circ}\text{K}$, $P = 115 \text{ psi}$

4.4.1 ผลการทำดุลเชิงมวลของแต่ละหน่วย

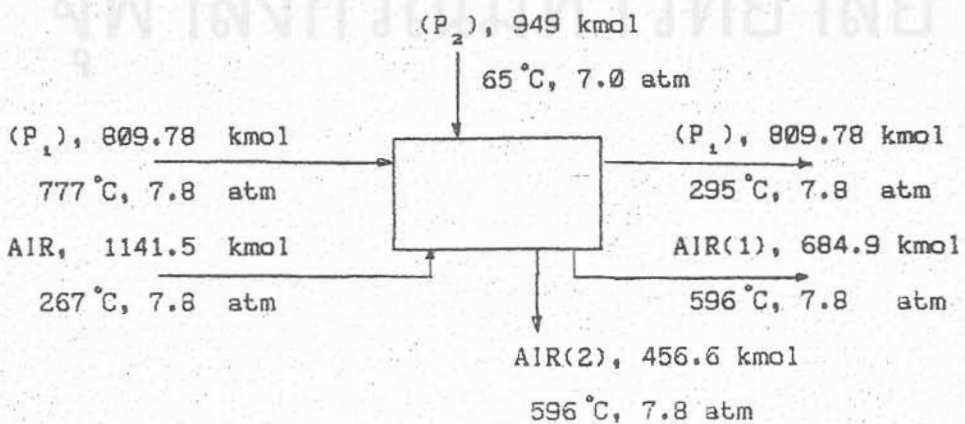
VAPORISER

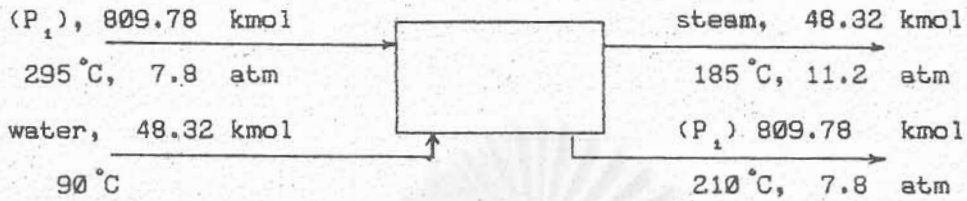
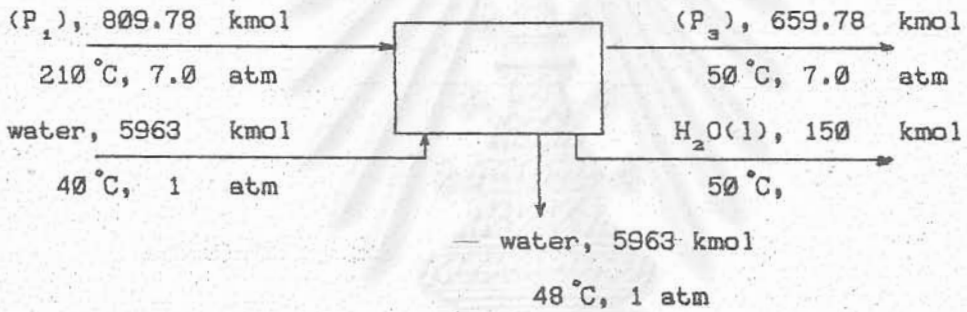
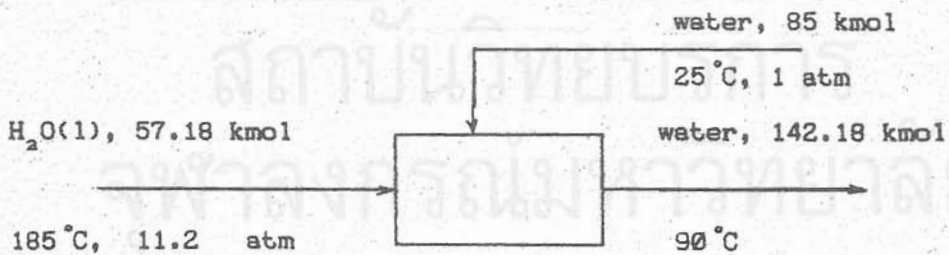


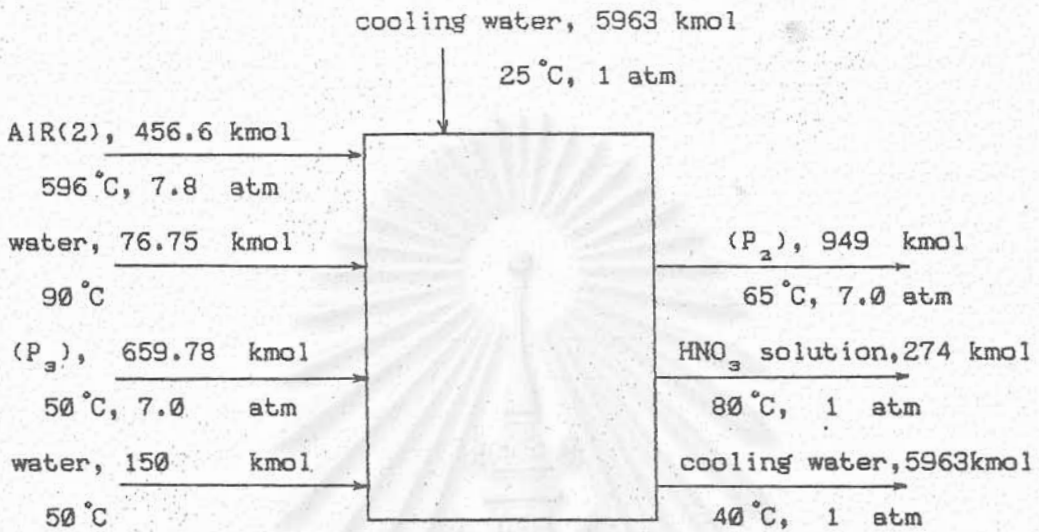
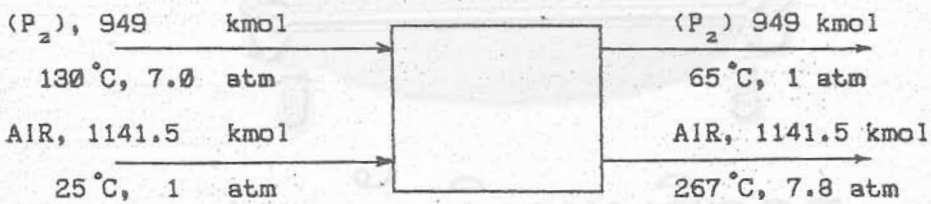
CONVERTER

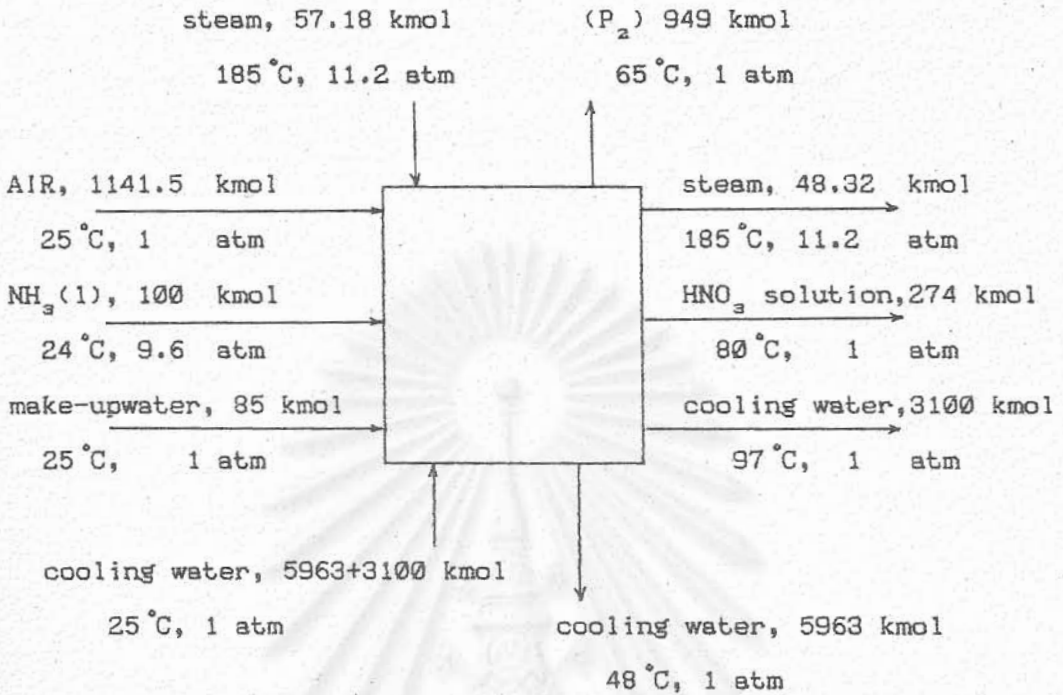


REHEATER



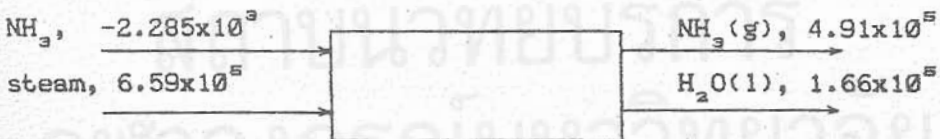
WASTE HEAT BOILERHEAT EXCHANGERHOLD TANK

ABSORPTION TOWERTURBO-COMPRESSOR

WHOLE PLANT

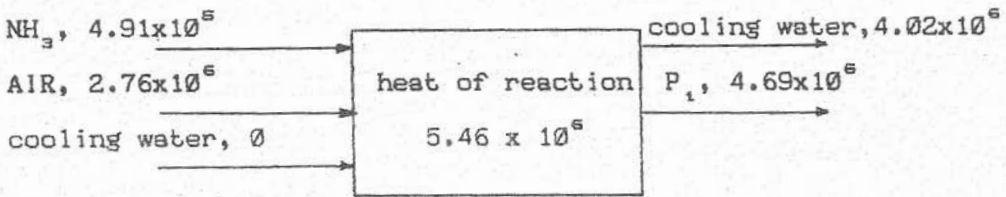
4.4.2 ผลการทำดุลความร้อนของแต่ละหน่วย

รูปข้างล่างต่อไปนี้ แสดงผลการทำดุลความร้อนของหน่วยต่าง ๆ ในโรงงานผลิตกรดไนตริก หน่วยของพลังงานความร้อนในรูปคือ [kcal/NH₃ 100 kmol]

VAPORISER

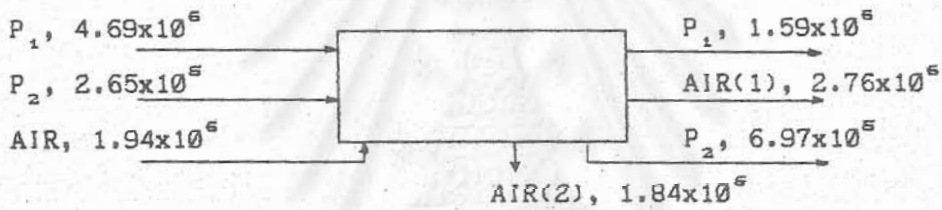
$$\eta = \frac{\text{useful heat} \times 100}{(\text{heat input} - \text{heat output})}$$

$$\eta = 100 \%$$

CONVERTER

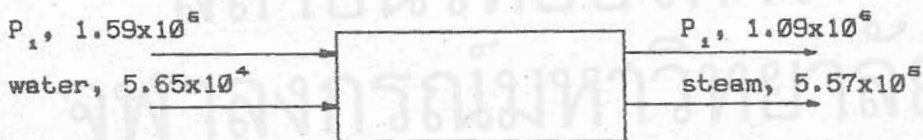
$$\eta = \frac{\text{useful heat} \times 100}{\text{heat input}}$$

$$\eta = 53.8 \%$$

REHEATER

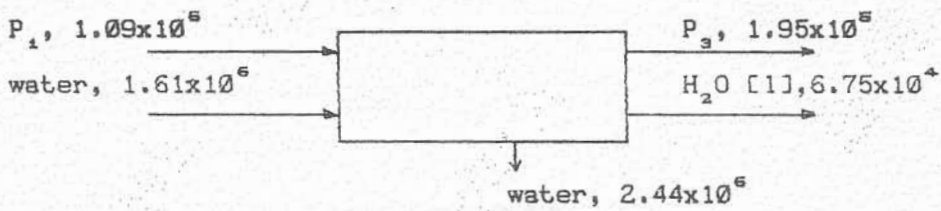
$$\eta = \frac{\text{useful heat} \times 100}{\text{heat input} - \text{heat output}}$$

$$\eta = 82.6 \%$$

WASTE HEAT BOILER

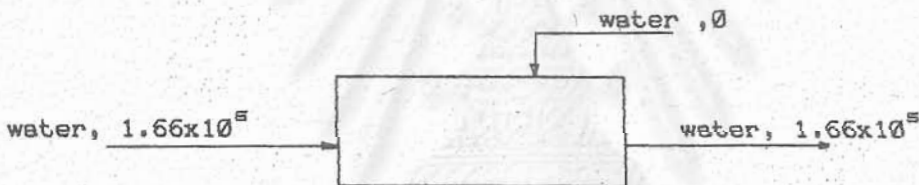
$$\eta = \frac{\text{useful heat} \times 100}{\text{heat input} - \text{heat output}}$$

$$\eta = 100 \%$$

HEAT EXCHANGER

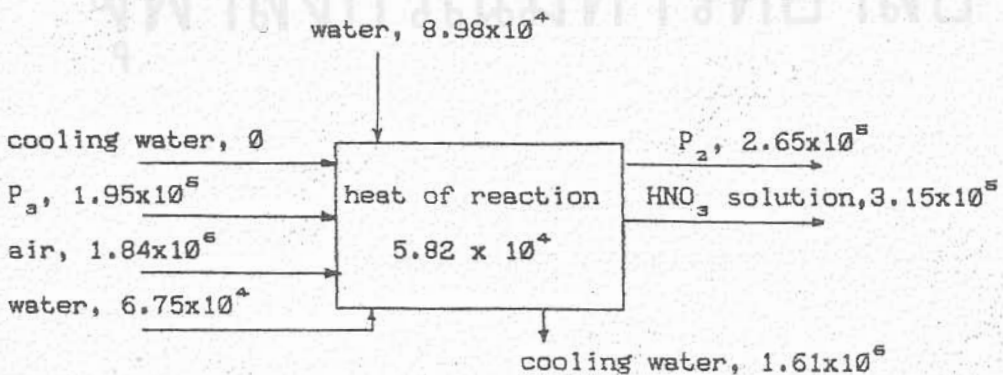
$$\eta = \frac{\text{useful heat} \times 100}{\text{heat input}}$$

$$\eta = 33.1 \%$$

HOLD TANK

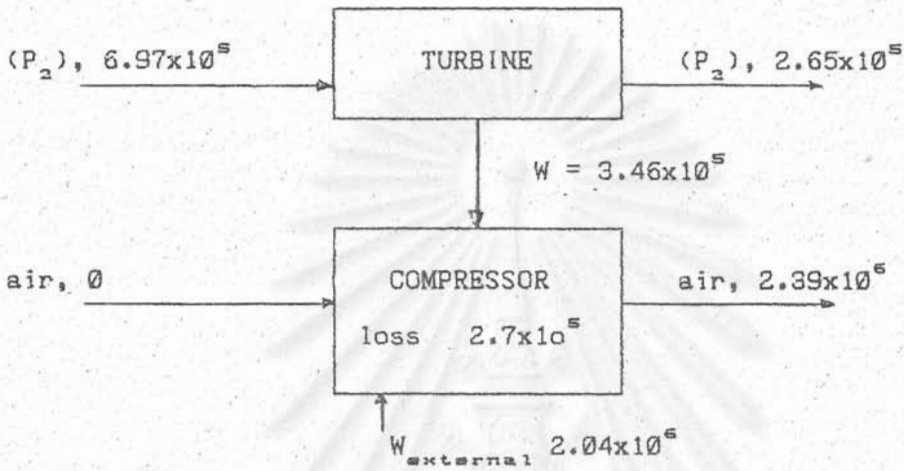
$$\eta = \frac{\text{heat output} \times 100}{\text{heat input}}$$

$$\eta = 100 \%$$

ABSORPTION TOWER

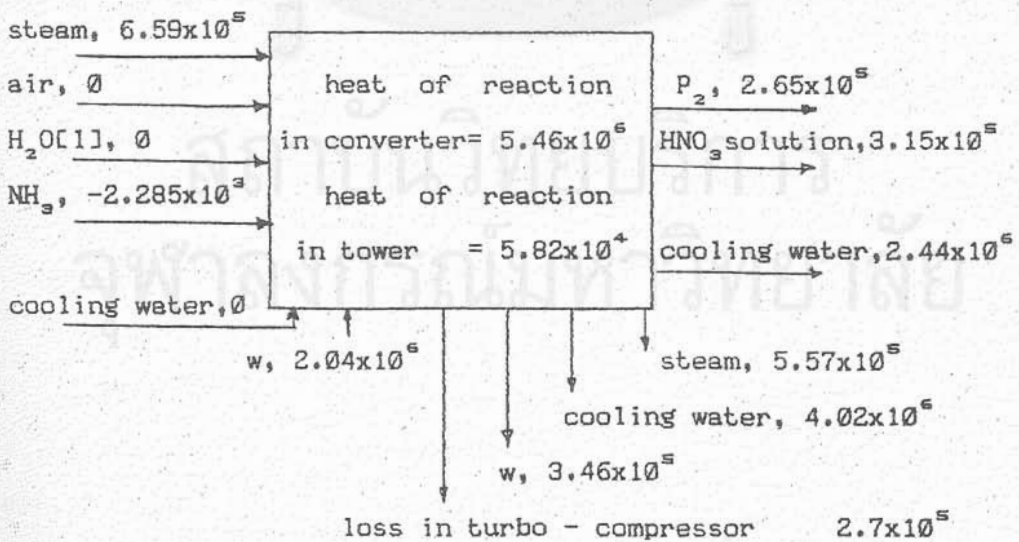
$$\eta = \frac{\text{heat output} \times 100}{\text{heat input}}$$

$$\eta = 26.5 \%$$

TURBO-COMPRESSOR

$$\eta = \frac{\text{heat output} \times 100}{\text{heat input}}$$

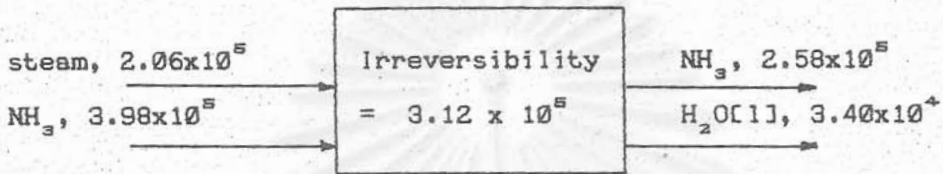
$$\eta = 87.2 \%$$

WHOLE PLANT

4.5 ผลการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีของแต่ละหน่วย

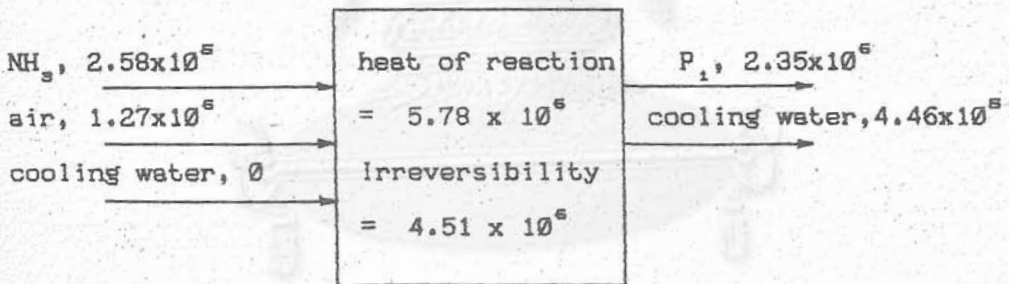
รูปข้างล่างต่อไปนี้ แสดงผลการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีของหน่วยต่าง ๆ ใน โรงงานผลิตกรดไนตริก หน่วยของเอ็กเซอร์ยีในรูปทั้งหมดคือ kcal

VAPORISER



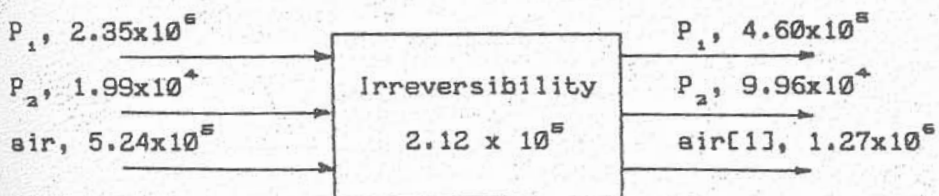
$$\epsilon = 81.4 \%$$

CONVERTER

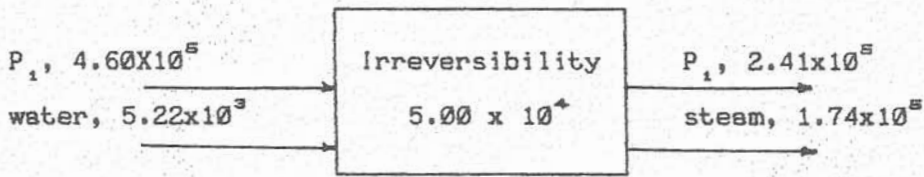


$$\epsilon = 32.1 \%$$

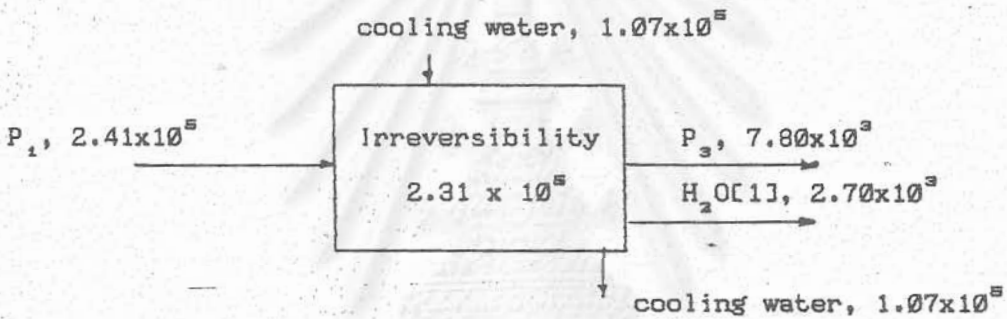
REHEATER



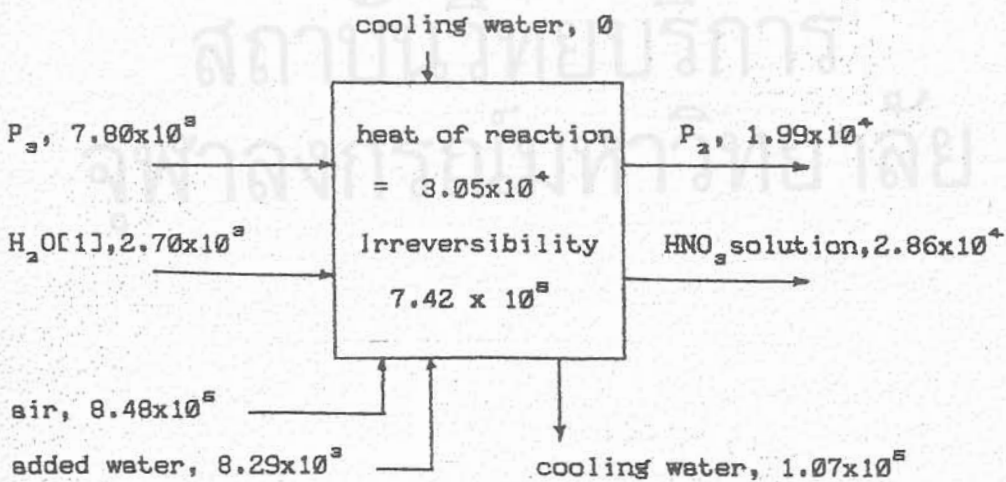
$$\epsilon = 84.1 \%$$

WASTE HEAT BOILER

$$\epsilon = 77.2 \%$$

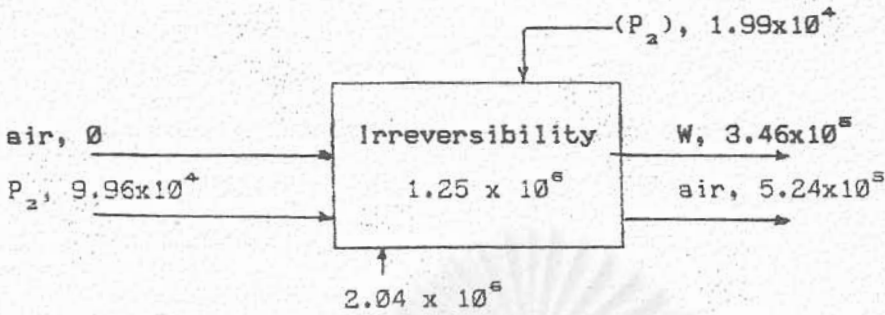
HEAT EXCHANGER

$$\epsilon = 66.9 \%$$

ABSORPTION TOWER

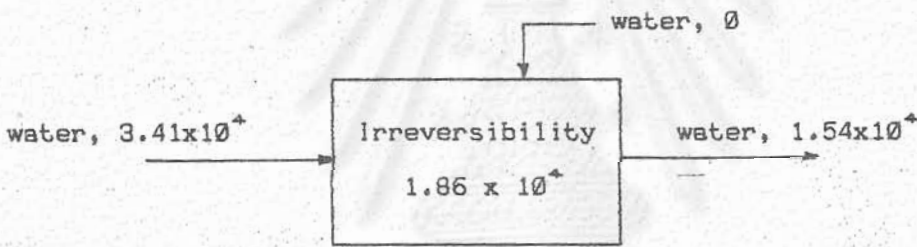
$$\epsilon = 5.6 \%$$

TURBO - COMPRESSOR



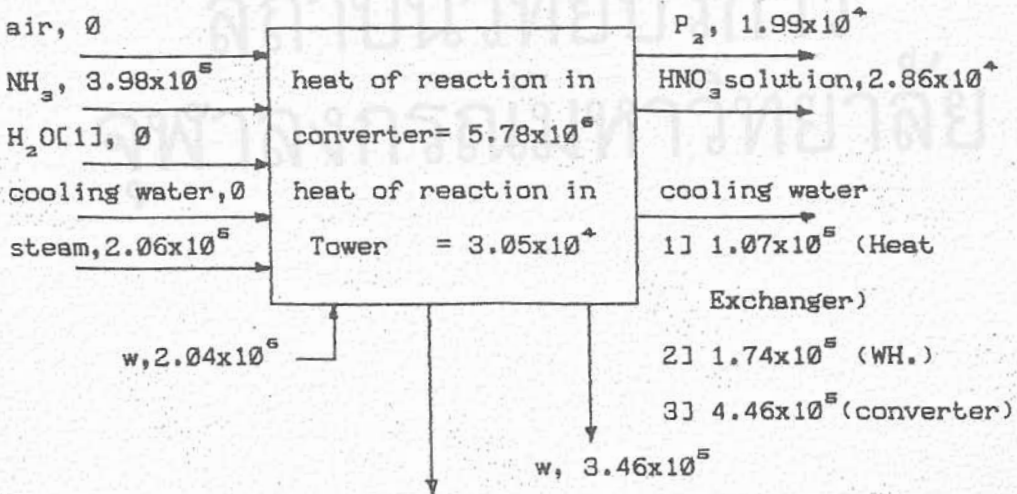
$\epsilon = 24.5 \%$

HOLD TANK



$\epsilon = 45.3 \%$

WHOLE PLANT



Irreversibility losses as follows:

in VAPORISER	=	3.12×10^6
in CONVERTER	=	4.51×10^6
in REHEATER	=	2.12×10^6
in WASTE HEAT BOILER	=	5.0×10^4
in HEAT EXCHANGER	=	2.31×10^6
in ABSORPTION TOWER	=	7.42×10^6
in TURBINE	=	1.25×10^6
in HOLD TANK	=	1.86×10^4
uncounted	=	7.0×10^3

ตาราง 4.1 EXERGY LOSS [%]

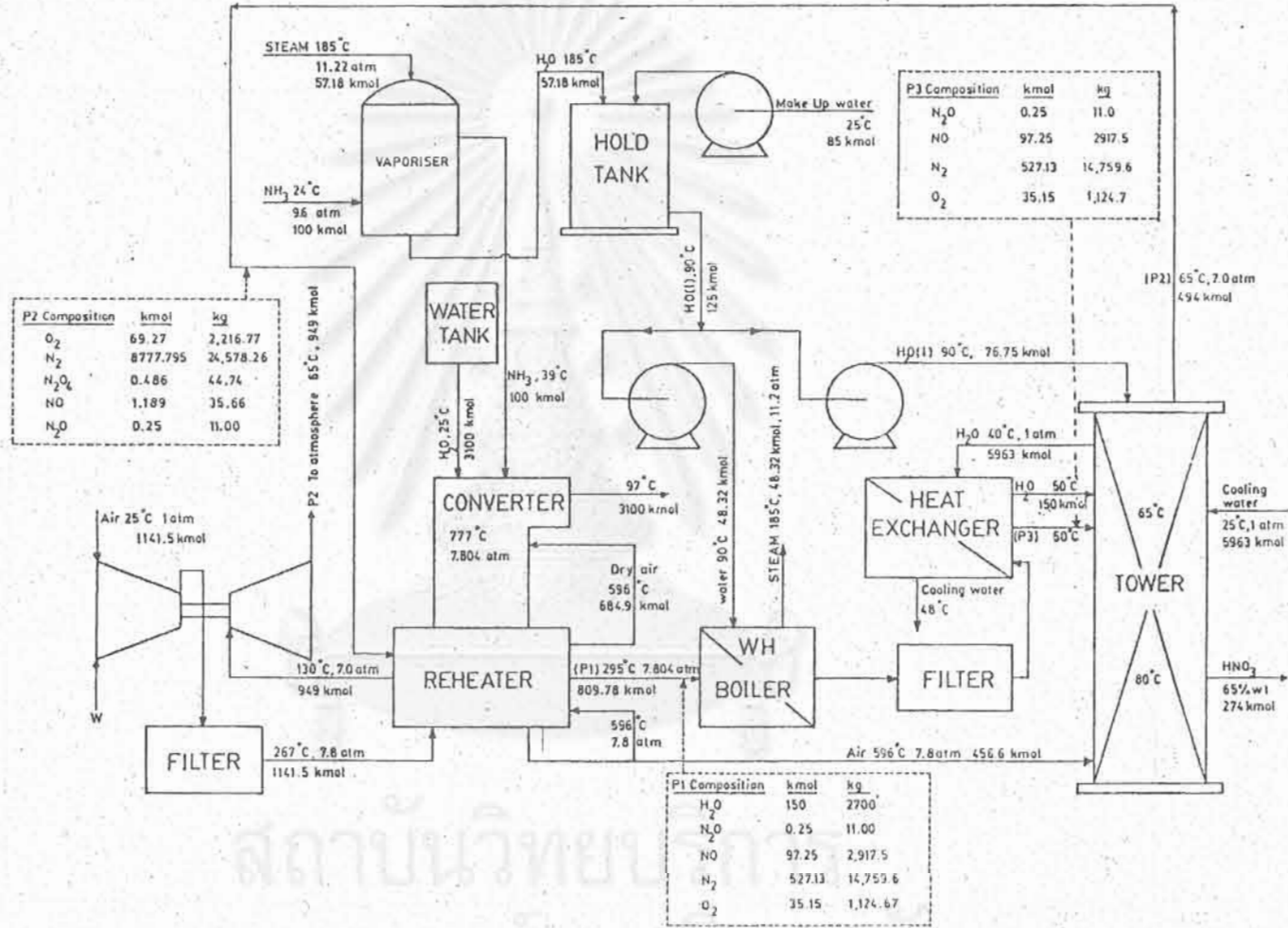
UNIT	[%]	$Ex_{loss} \times 10^6$ kcal	$Ex_{loss, \%}$
VAPORISER	81.4	0.312	4.26
CONVERTER	32.1	4.510	61.54
REHEATER	84.1	0.212	2.89
WASTE HEAT BOILER	77.2	0.050	0.68
HEAT EXCHANGER	66.9	0.231	3.15
ABSORPTION TOWER	5.6	0.742	10.12
TURBO-COMPRESSOR	24.5	1.25	17.06
HOLD TANK	45.3	0.019	0.26
UNCOUNTED		0.003	0.04
		$= 7.329 \times 10^6$	$= 100 \%$

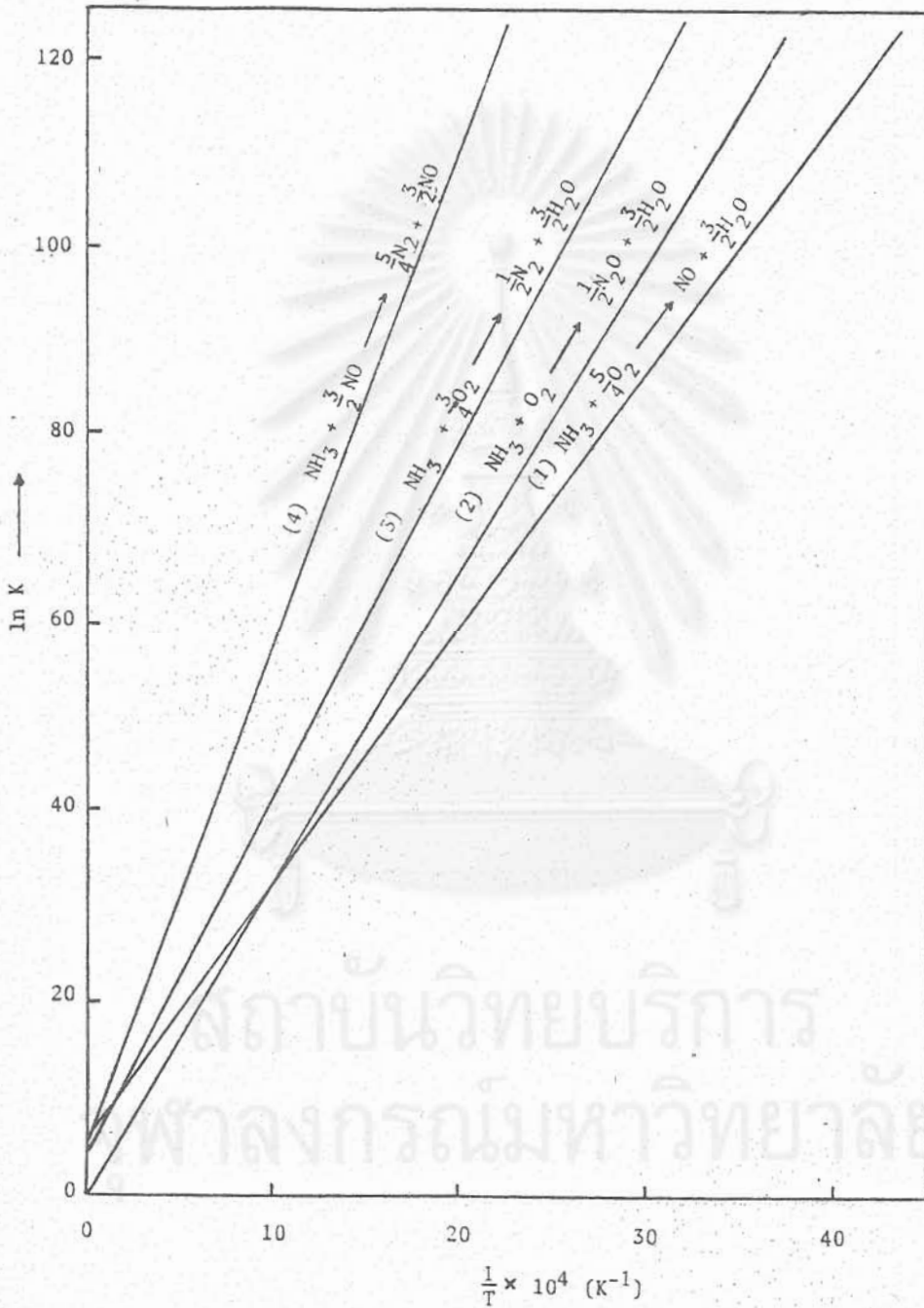
ตาราง 4.2 COMPARISON OF EXERGY LOSS

UNIT	Ex _{loss} (%) in this work	Ex _{loss} (%) in Linnhoff's paper
CONVERTER	61.54	48.04
REHEATER	2.89	2.51
WASTE HEAT BOILER	0.68	14.40
HEAT EXCHANGER	3.15	1.81
ABSORPTION TOWER	10.12	26.14
TURBO-COMPRESSOR	17.06	4.33
HOLD TANK	0.26	2.63
VAPORISER	4.26	0.19

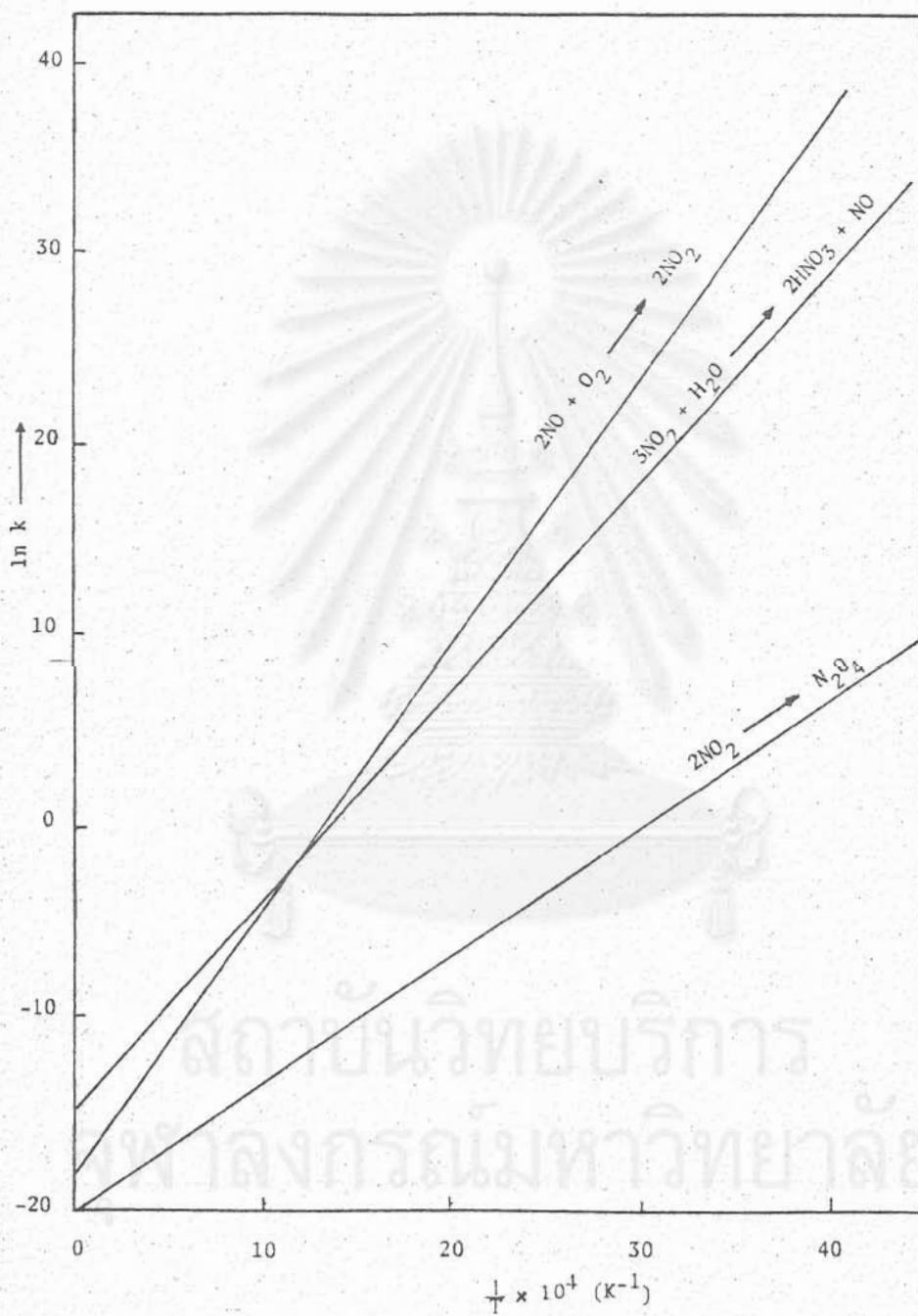
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Figure 4.1 Simplified Flow Diagram of Nitric Acid Plant

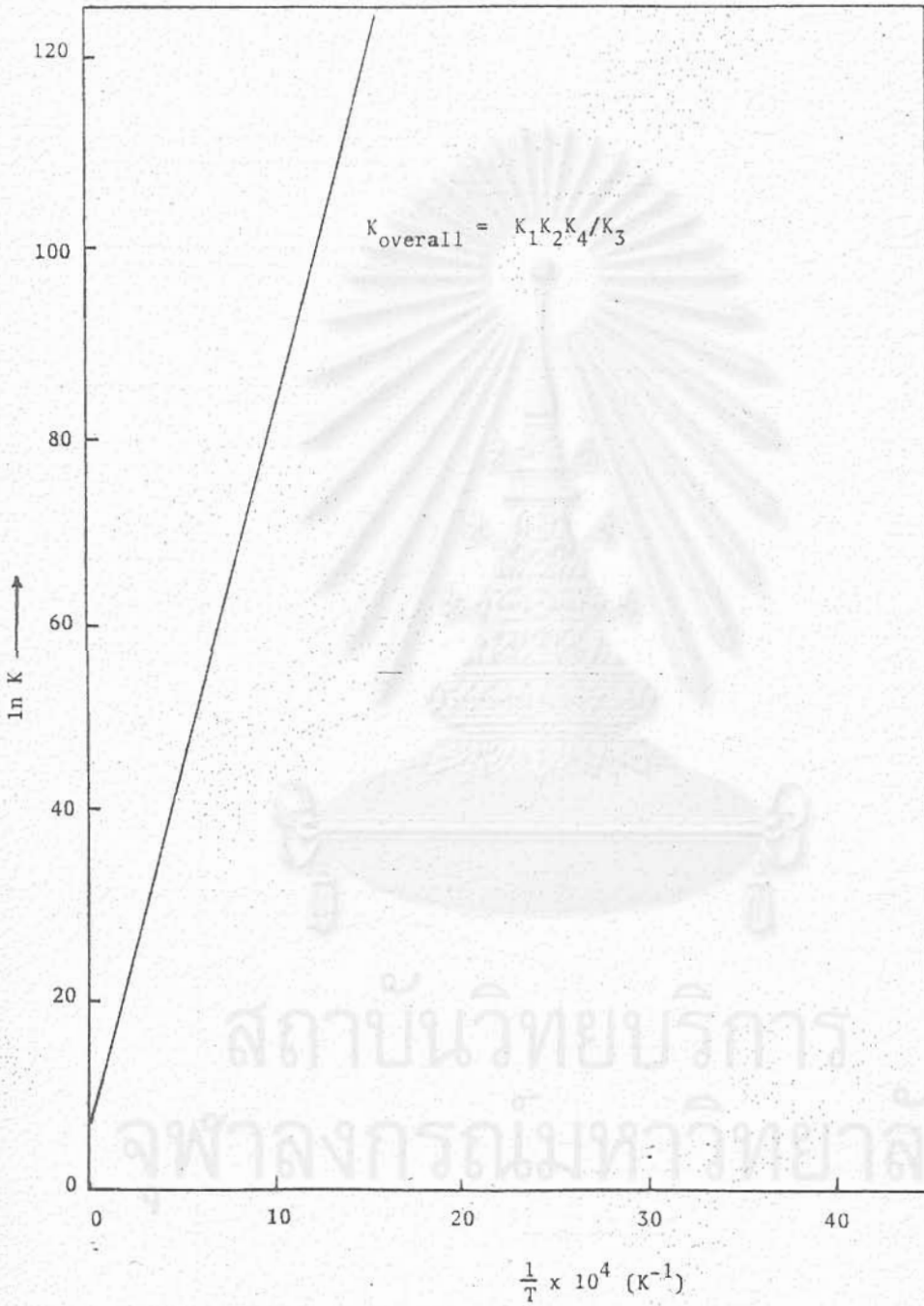




รูปที่ 4.2 Relationship of Temperature and K of Reaction



รูปที่ 4.3 Temperature and K of reaction



รูปที่ 4.4 K_{overall} and Temperature

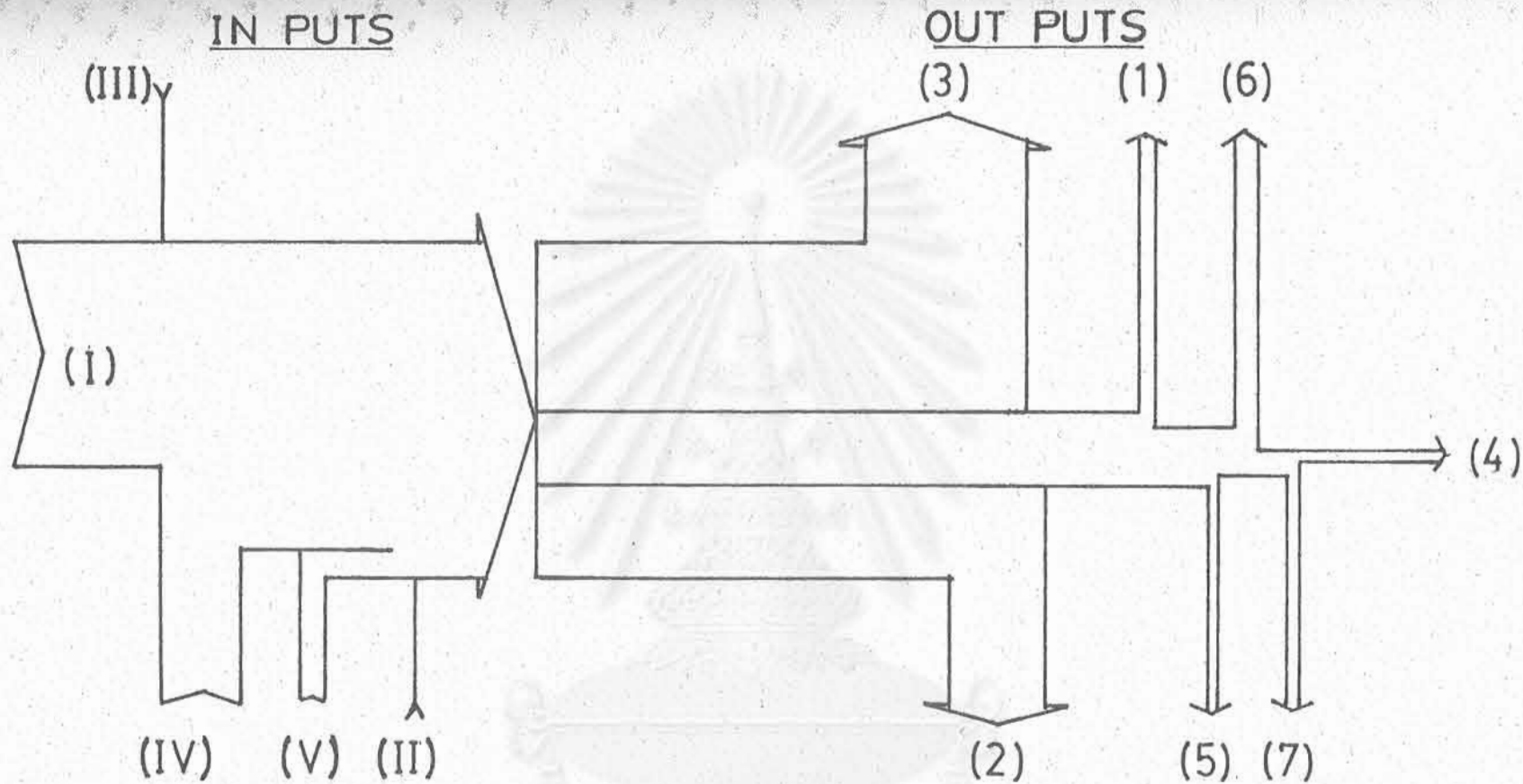


FIG 4.5 ENERGY FLOW DIAGRAM OF PLANT ($\times 10^6$ KCAL)
 (Neglect radiation heat loss)

Legend of Fig 4.5INPUTS

- (I) Energy from heat of reaction at converter 5.46 kcal
(66.46%)
- (II) Energy from heat reaction at absorption tower 0.058
kcal (0.71%)
- (III) Energy in ammonia feed -0.002 (0.02%)
- (IV) Energy from external work 2.04 kcal (24.63%)
- (V) Energy in steam feed 0.659 kcal (8.02%)

OUTPUTS

- (1) Work at turbo-compressor 0.346 kcal (4.21%)
- (2) Output energy in cooling water at heat exchanger 2.44
kcal (29.71%)
- (3) Output energy in cooling water at converter 4.02 kcal
(48.95%)
- (4) Energy output of products 0.315 kcal (3.83%)
- (5) Output energy in (P_2) 0.265 kcal (3.23%)
- (6) Output energy in waste heat boiler 0.557 kcal (6.78%)
- (7) Energy losses at turbo-compressor 0.27 kcal (3.29%)

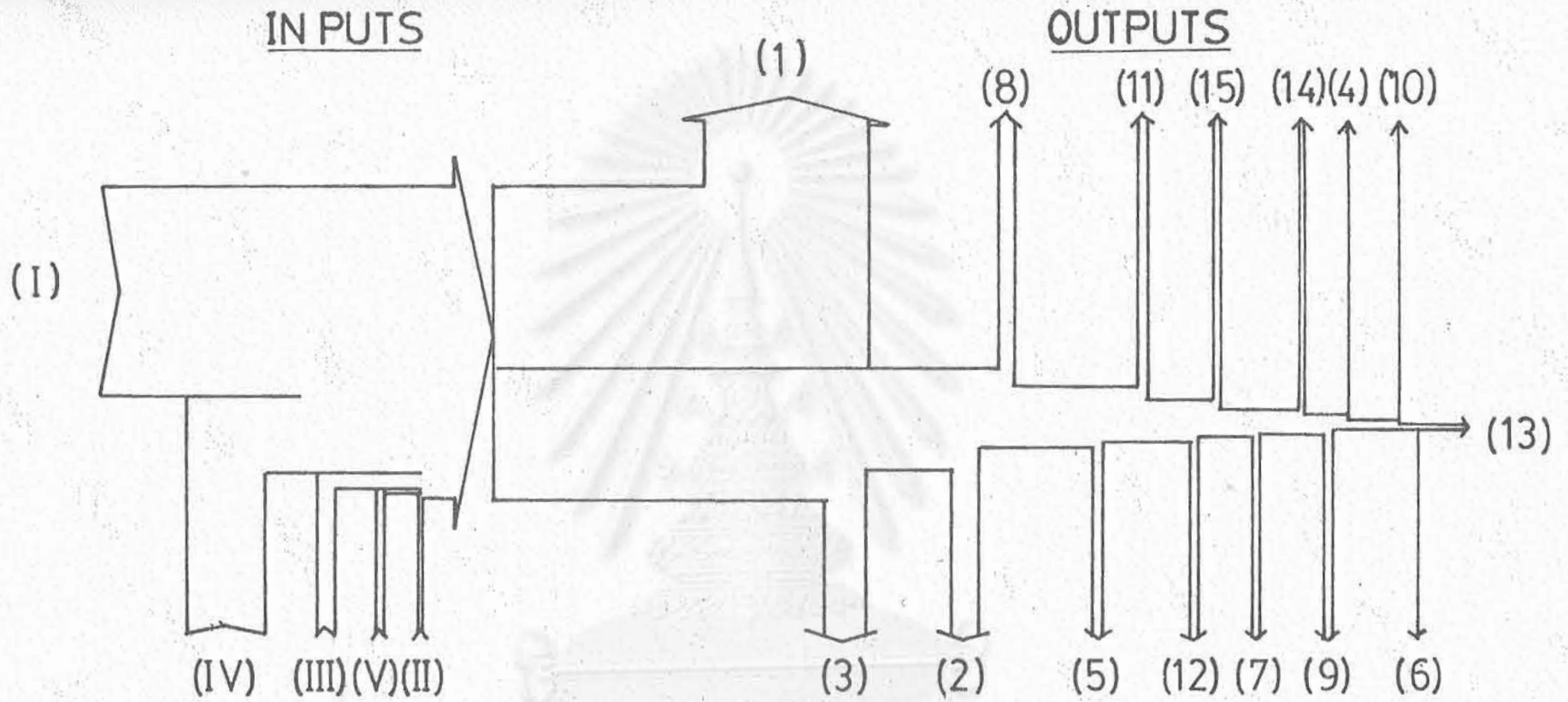


FIG 4.6 EXERGY FLOW DIAGRAM OF PLANT ($\times 10^6$ KCAL)

Legend of Fig 4.6INPUTS

- (I) Exergy from reaction at converter 5.78 kcal (68.41%)
- (II) Exergy from reaction at absorption tower 0.031 kcal (0.37%)
- (III) Exergy in ammonia feed 0.398 kcal (4.71%)
- (IV) Exergy from external work 2.04 kcal (24.14%)
- (V) Exergy in steam feed 0.200 kcal (2.37%)

OUTPUTS

- (1) Irreversibility in converter 4.51 kcal (53.34%)
- (2) Irreversibility in absorption tower 0.742 kcal (8.78%)
- (3) Irreversibility in turbine 1.25 kcal (14.78%)
- (4) Irreversibility in waste heat boiler 0.050 kcal (0.59%)
- (5) Irreversibility in vaporiser 0.312 kcal (3.69%)
- (6) Uncounted 0.007 kcal (0.08%)
- (7) Irreversibility in reheater 0.212 kcal (2.51%)
- (8) Output Exergy in cooling water at converter 0.446 kcal (5.27%)
- (9) Irreversibility in heat exchanger 0.231 kcal (2.73%)
- (10) Exergy output by (P_2) 0.020 kcal (0.24%)
- (11) Output exergy at turbine 0.346 kcal (4.09%)
- (12) Output exergy in cooling water at heat exchanger 0.107 kcal (1.27%)
- (13) Output exergy of products 0.029 kcal (0.34%)
- (14) Irreversibility in hold tank 0.019 kcal (0.22%)
- (15) Output exergy at waste heat boiler 0.174 kcal (2.06%)

4.6 การอภิปรายและสรุปประเด็นสำคัญ

ในการวิเคราะห์เอ็นทัลปีและเอ็กเซอร์ยีสำหรับบทนี้ ต้องการดูแนวโน้มของการสูญเสียพลังงานเท่านั้น จากการวิเคราะห์พบว่าได้ตัวเลขที่พอจะบอกได้ว่า เมื่อปรับคุณภาพของพลังงานในรูปแบบต่าง ๆ ให้มีคุณภาพเช่นเดียวกันแล้ว (โดยการใช้เอ็กเซอร์ยี) จะได้ผลตอบแทนมากน้อยเพียงไร ยกตัวอย่างเช่น พบว่าในหน่วยปฏิบัติการทั้งหมด Converter มีแนวโน้มของการสูญเสียของเอ็กเซอร์ยีมากที่สุด คือประมาณ 61.54% (จาก Table 4.1) และหน่วยปฏิบัติการรองลงมาได้แก่ Turbo-compressor ซึ่งมีการสูญเสียเอ็กเซอร์ยีโดยประมาณ 17.06% สำหรับหน่วยปฏิบัติการ Absorption Tower นั้น มีการสูญเสียเอ็กเซอร์ยีประมาณ 10.12%

ดังนั้น จะเห็นได้ว่าหน่วยปฏิบัติการต่าง ๆ ที่ต้องมีการปรับปรุงหรือเปลี่ยนแปลงก่อนหรือหลัง เพื่อหลีกเลี่ยงการสูญเสียของพลังงานให้ได้มากที่สุดคือหน่วยใด ส่วนรายละเอียดจะไม่ขอกล่าวในบทนี้

การวิเคราะห์เอ็นทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของโรงงานผลิตน้ำตาล

ในบทนี้ จะกล่าวถึงการวิเคราะห์เอ็นทัลปีและเอ็กเซอร์ยีของโรงงานผลิตน้ำตาลแห่งหนึ่งในจังหวัดชลบุรี จุดเด่นของโรงงานแห่งนี้คือ มีการใช้กากอ้อย ซึ่งเป็นวัสดุทิ้งทางการเกษตรเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไอน้ำ ไอน้ำความดันสูงที่ผลิตได้นี้ ส่วนใหญ่จะใช้ในการผลิตไฟฟ้าก่อน โดยใช้เครื่องปั่นไฟแบบกังหัน (turbogenerator) ไอน้ำความดันต่ำที่ดึงออกจากเครื่องปั่นไฟแบบกังหันนี้ สามารถเอาไปใช้ต่อในกระบวนการผลิตน้ำตาลได้ทั้งหมด ไอน้ำความดันสูงส่วนหนึ่งจะใช้ในกระบวนการผลิตโดยตรง เช่น ใช้ขับเคลื่อนลูกหีบอ้อย เป็นต้น ไฟฟ้าส่วนที่ไม่พอใช้ในโรงงานและสำนักงานจะซื้อเพิ่มจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค สรุปแล้วโรงงานแห่งนี้มีการใช้ระบบผลิตไอน้ำร่วมกับไฟฟ้า (cogeneration system) โดยใช้วัสดุทิ้งทางการเกษตรมาขายร่วมลิบปี

ในอดีต (ก่อนฤดูการผลิต ค.ศ. 1985-1986) หม้อไอน้ำ 3 ลูกที่ใช้อยู่ในโรงงานมีขนาดรวมไม่โตพอ และเครื่องปั่นไฟแบบกังหันก็ผลิตไฟฟ้าและไอน้ำความดันต่ำไม่เพียงพอกับความต้องการของกระบวนการผลิต ผลก็คือ ต้องใช้น้ำมันเตาในปริมาณค่อนข้างมาก เสริมกากอ้อยในจังหวัดที่ต้องเร่งผลิตไอน้ำความดันสูง และต้องซื้อไฟฟ้าจากการไฟฟ้าภูมิภาคในปริมาณค่อนข้างสูง ทั้ง ๆ ที่มีกากอ้อยเหลือใช้ (น้ำมันดีเซลจะใช้กับเครื่องปั่นไฟแบบดีเซลในกรณีฉุกเฉิน หรือในกรณีความต้องการไฟฟ้าพุ่งสูงขึ้นมากเกินไป) ด้วยเหตุนี้ทางโรงงานจึงได้ตัดสินใจลงทุนซื้อและติดตั้งหม้อไอน้ำใหม่ 1 ลูก ที่มีขนาดโตขึ้นและเครื่องปั่นไฟแบบกังหันใหม่ที่มีขนาดโตขึ้นในช่วยปิดหีบตอนกลางปี ค.ศ. 1985

เนื้อหาที่จะกล่าวถึงในบทที่ 5 - 7 มีดังนี้

1. แนวโน้มการใช้พลังงาน (ไฟฟ้า, น้ำมันเตา, น้ำมันดีเซล) ในกระบวนการผลิตน้ำตาล (ไม่รวมทางด้านสำนักงาน) และแนวโน้มการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิตน้ำตาล (ไม่รวมทางด้านสำนักงานเช่นกัน) ในช่วง 3 ฤดูการผลิต (ค.ศ. 1982-83, 1983-84, 1984-85) ก่อนการติดตั้งหม้อไอน้ำลูกใหม่และเครื่องปั่นไฟแบบกังหันตัวใหม่และฤดูการผลิต หลังการ

เปลี่ยนแปลง (ค.ศ. 1985-86)

2. การวิเคราะห์การใช้พลังงานเฉลี่ยต่อฤดู [ไฟฟ้าและความร้อน (ไอน้ำ)]
ในกระบวนการผลิตน้ำตาลของช่วง 3 ฤดูก่อนการเปลี่ยนแปลง
3. การวิเคราะห์หี้อีกเซอร์ยี่ต่อฤดูของกระบวนการผลิตน้ำตาลโดยเฉลี่ย ของ
ช่วง 3 ฤดูก่อนการเปลี่ยนแปลง
4. การวิเคราะห์การใช้พลังงานเฉลี่ยต่อฤดูหลังการเปลี่ยนแปลง
5. การวิเคราะห์หี้อีกเซอร์ยี่ต่อฤดูหลังการเปลี่ยนแปลง
6. การเปรียบเทียบผลการวิเคราะห์การใช้พลังงาน (เอ็นแอลพี) และผลการ
วิเคราะห์หี้อีกเซอร์ยี่ระหว่างช่วงก่อนและหลังการเปลี่ยนแปลง
7. การคำนวณระยะเวลาที่แทนของหม้อไอน้ำลูกใหม่ และเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบ
กึ่งอัตโนมัติใหม่
8. ข้อเสนอแนะเพิ่มเติมเกี่ยวกับแนวทางปรับปรุงในอนาคต

หัวข้อ 1) ถึง 3) ข้างต้นจะมีรายละเอียดอยู่ในบทที่ 5 นี้ หัวข้อ 4) ถึง 6)
จะมีรายละเอียดอยู่ในบทที่ 6 ส่วนหัวข้อ 7) และ 8) จะมีรายละเอียดอยู่ในบทที่ 7 ของ
รายงานสมบูรณ์เล่มนี้

5.1 กระบวนการผลิตน้ำตาลทั่วไป

กระบวนการผลิตน้ำตาลทั่วไปมีแสดงไว้ในรูป 5.1 ซึ่งอธิบายอย่างคร่าว ๆ
ได้ดังนี้ อ้อยจะถูกลำเลียงโดยรถบรรทุกมาที่สายพาน เพื่อลำเลียงอ้อยไปยังชุดใบมีด 3-4
ชุด ชุดใบมีดจะหมุนสับอ้อยให้เป็นชิ้น ๆ และผ่านชุดฉีก (shredder) เพื่อตีอ้อยให้แตก
จากนั้นนำอ้อยที่ถูกตีให้แตกแล้วเข้าสู่ชุดลูกหีบ 6 ชุด เพื่อหีบให้น้ำอ้อยออกมา โดยมีน้ำร้อน
พรมที่ลูกหีบชุดสุดท้าย น้ำอ้อยเจือจางจากลูกหีบข้างท้ายจะถูกใช้พรมลูกหีบชุดด้านหน้าถัดมา
กากอ้อยที่ได้จากลูกหีบชุดสุดท้าย จะถูกนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำ ส่วนน้ำอ้อย
เข้มข้นที่หีบได้จะเอาไปรวมกันและส่งผ่านหม้อให้ความร้อน (heater) จนอุณหภูมิสูง
60-70 °C จากนั้นปรับน้ำอ้อยให้ได้ค่า pH ประมาณ 7.2 - 7.4 โดยการเติมน้ำปูนขาว
แล้วนำน้ำอ้อยไปตกตะกอนเพื่อกำจัดสิ่งสกปรกที่แขวนลอยในน้ำอ้อย เมื่อส่งน้ำอ้อยผ่าน
เครื่องทำให้ร้อนอีกจนให้ได้อุณหภูมิ 103-105 °C ตะกอนที่อยู่ในน้ำอ้อยจะแยกตัวจาก
น้ำอ้อยตกลงไปสะสมในถังพักใส (Juice Clarifier) ตะกอนที่เปียกชื้นนี้ จะถูกดูดออก
ทางด้านล่าง และส่งไปกรองที่หม้อกรองสูญญากาศแบบหมุน (Rotary vacuum filter)
เพื่อกรองเอาน้ำอ้อยที่ติดไปกับตะกอนกลับคืนมา น้ำอ้อย (filtrate) ที่ได้จากหม้อกรอง
จะถูกส่งไปทำให้ใสอีกที่ Talo filtrate clarifier ซึ่งจะไปรวมกับน้ำอ้อยใสจาก

ถึงพักไส ก่อนที่จะส่งเข้าหม้อต้มแบบ Multiple Effect เพื่อระเหยน้ำออกไปส่วนหนึ่ง น้ำเชื่อมที่ออกจากหม้อต้มจะมีความเข้มข้น 60-65°B และถูกส่งไปยังหม้อเคี้ยว เพื่อเคี้ยวให้ความเข้มข้นสูงขึ้นจนสามารถตกผลึกเป็นเม็คน้ำตาล น้ำเชื่อมที่ตกผลึกเม็คน้ำตาลแล้ว มีชื่อเรียกว่า แมสคิท (Massecuite) แมสคิทจะถูกปล่อยลงไปพักในรางกวน ก่อนที่จะส่งไปปั่นที่หม้อปั่นเพื่อแยกเม็คน้ำตาลดิบออกมาจากสารละลาย สารละลายที่เหลือจากปั่นเอาเม็คน้ำตาลออกไปแล้ว มีชื่อเรียกว่า กากน้ำตาล (Molasse) ส่วนน้ำตาลดิบที่ได้ จะส่งต่อไปเข้ากระบวนการรีไฟนิง เพื่อทำเป็นน้ำตาลทรายขาวต่อไป

5.2 ข้อมูลการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต

รูปที่ 5.2 แสดงแนวโน้มการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตน้ำตาลของโรงงานในช่วงฤดูการผลิต 1982-83, 1983-84, 1984-85 และ 1985-86 ซึ่งเป็นข้อมูลที่ได้จากการแปลงข้อมูลดิบที่เก็บรวบรวมได้จากทางโรงงาน สิ่งที่ต้องทำความเข้าใจในที่นี้คือ

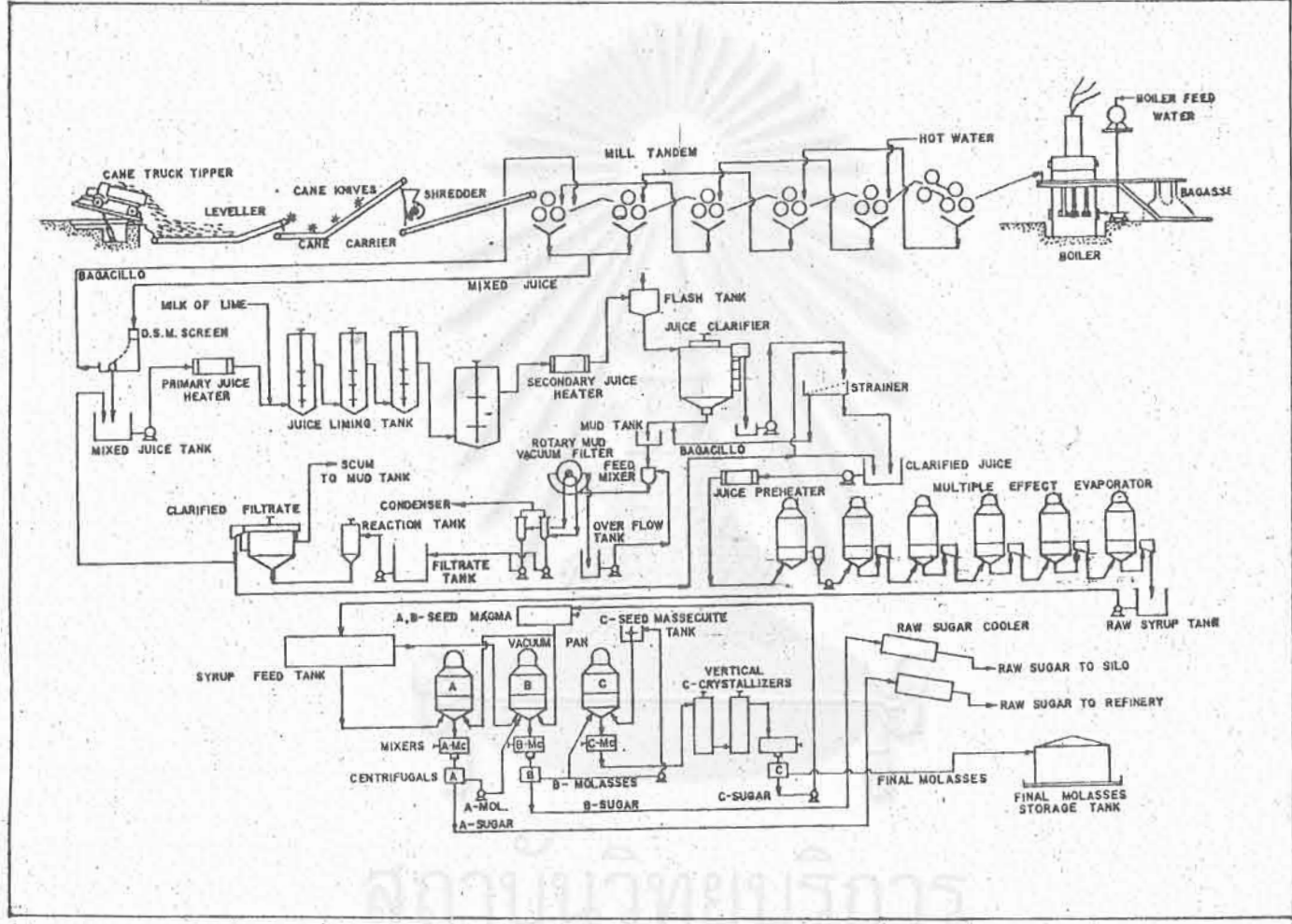
- ก. พลังงานดังกล่าวในรูป 5.2 และรูปอื่น ๆ ไม่รวมพลังงานไฟฟ้า เป็นต้นที่ใช้ในกิจการของสำนักงานในโรงงานหรือไฟฟ้าที่ปั่นขึ้นใช้เอง
- ข. เอ็นทัลปีของน้ำมันเตา คำนวณจากสูตรต่อไปนี้

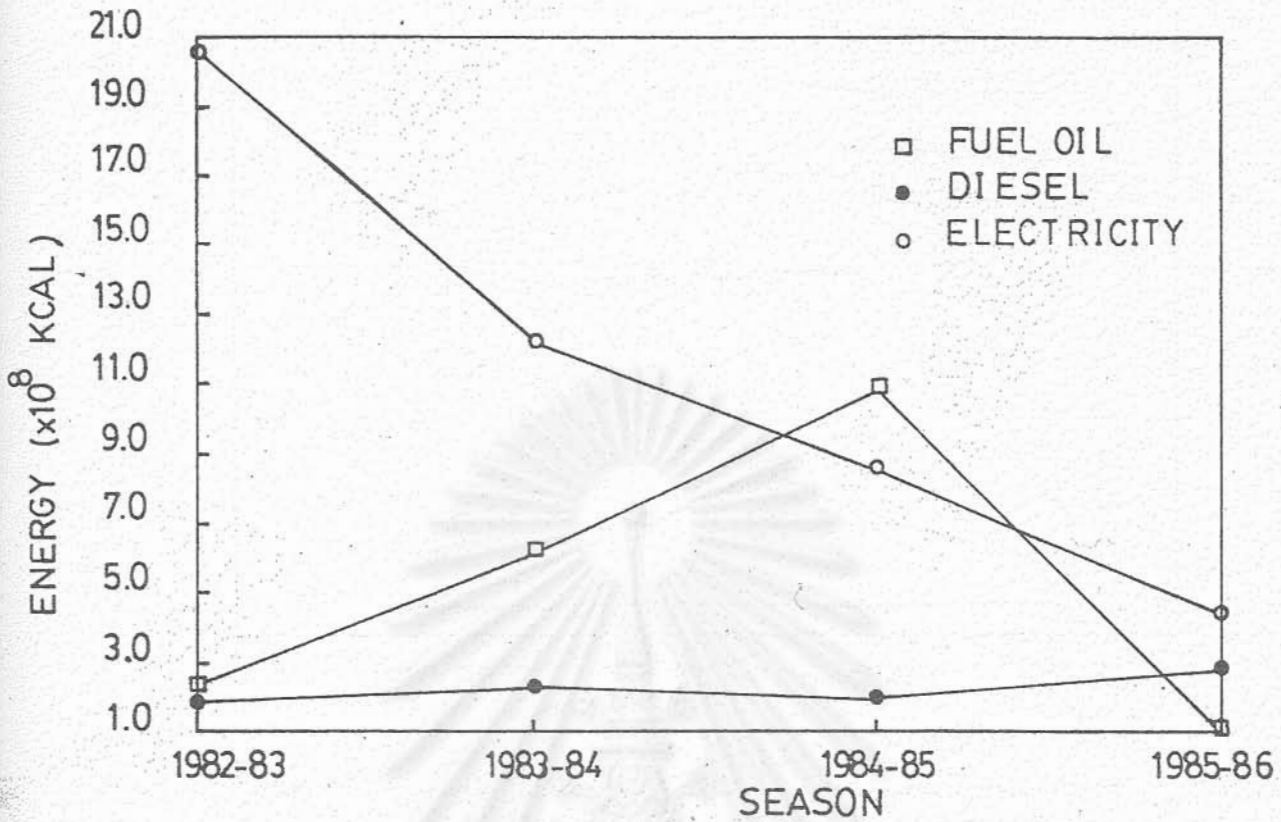
$$\text{น้ำมันเตา (1)} \times \text{ค่าความร้อน (10,000 kcal/1)}$$
- ค. เอ็นทัลปีของน้ำมันดีเซล คำนวณจากสูตรต่อไปนี้

$$\text{น้ำมันดีเซล (1)} \times \text{ค่าความร้อน (8,750 kcal/1)}$$
- ง. เอ็นทัลปีของไฟฟ้า คัดเทียบจากปริมาณน้ำมันเตาที่ต้องใช้ในการผลิตไฟฟ้า ดังนี้
 ไฟฟ้า 1 kWh เทียบเท่ากับน้ำมันเตา $\frac{860}{0.3 \times 10,000}$ หรือ 0.2867 ลิตร

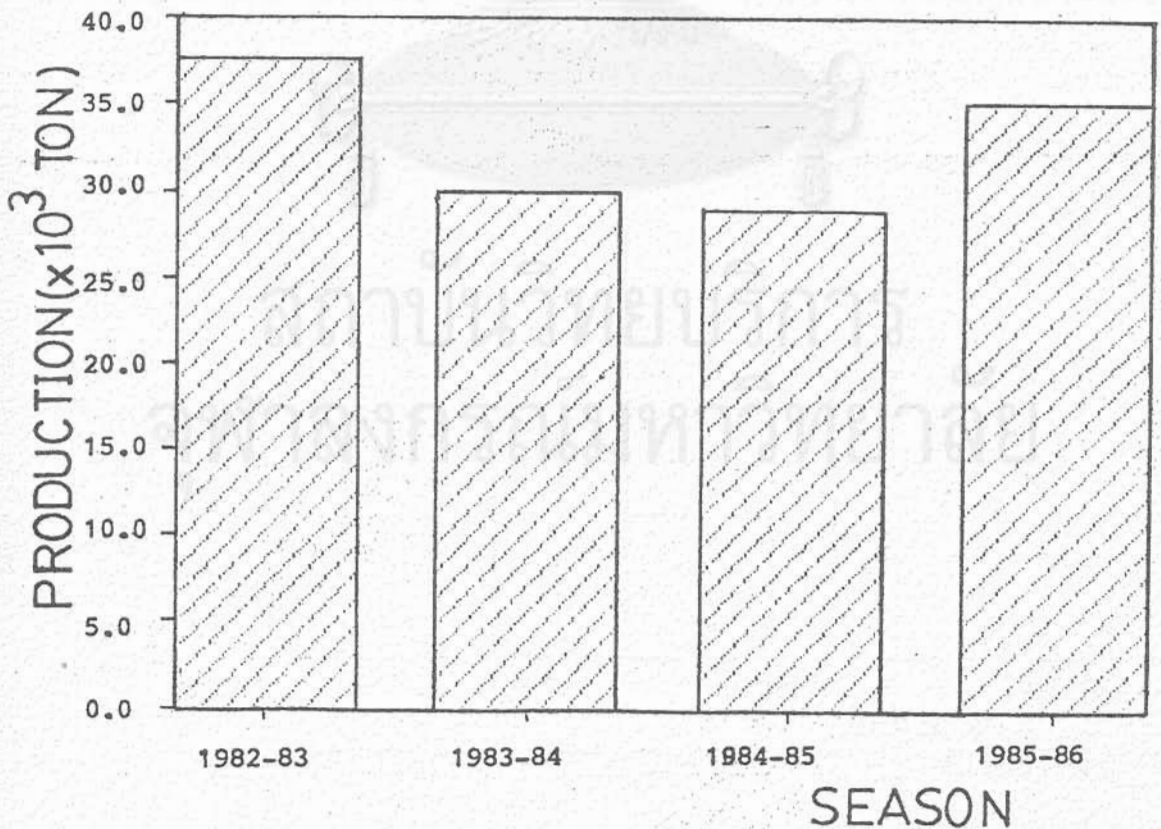
ในที่นี้ 0.30 คือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนในการผลิตไฟฟ้า

รูปที่ 5.1 1 แผนการผลิตน้ำตาลทรายดิบ

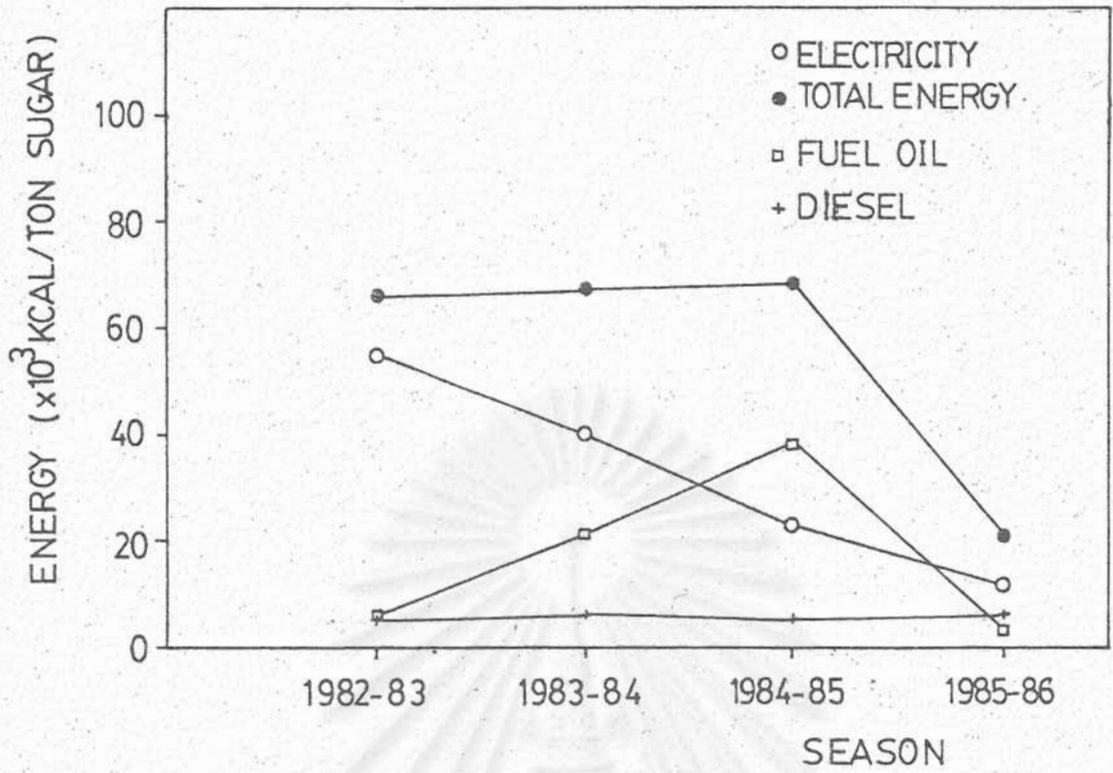




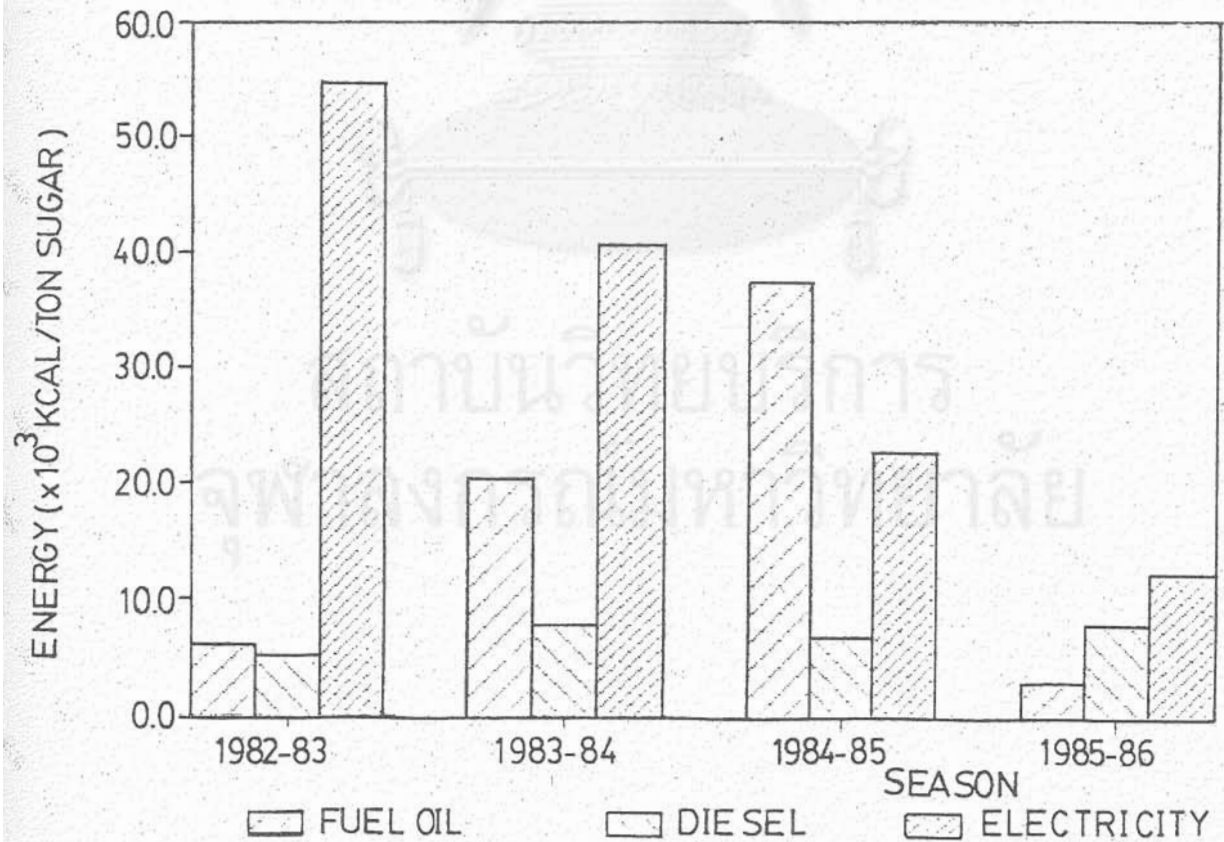
រូបភាព 5.2 Trend of Seasonal Energy Consumption in Sugar Production Process



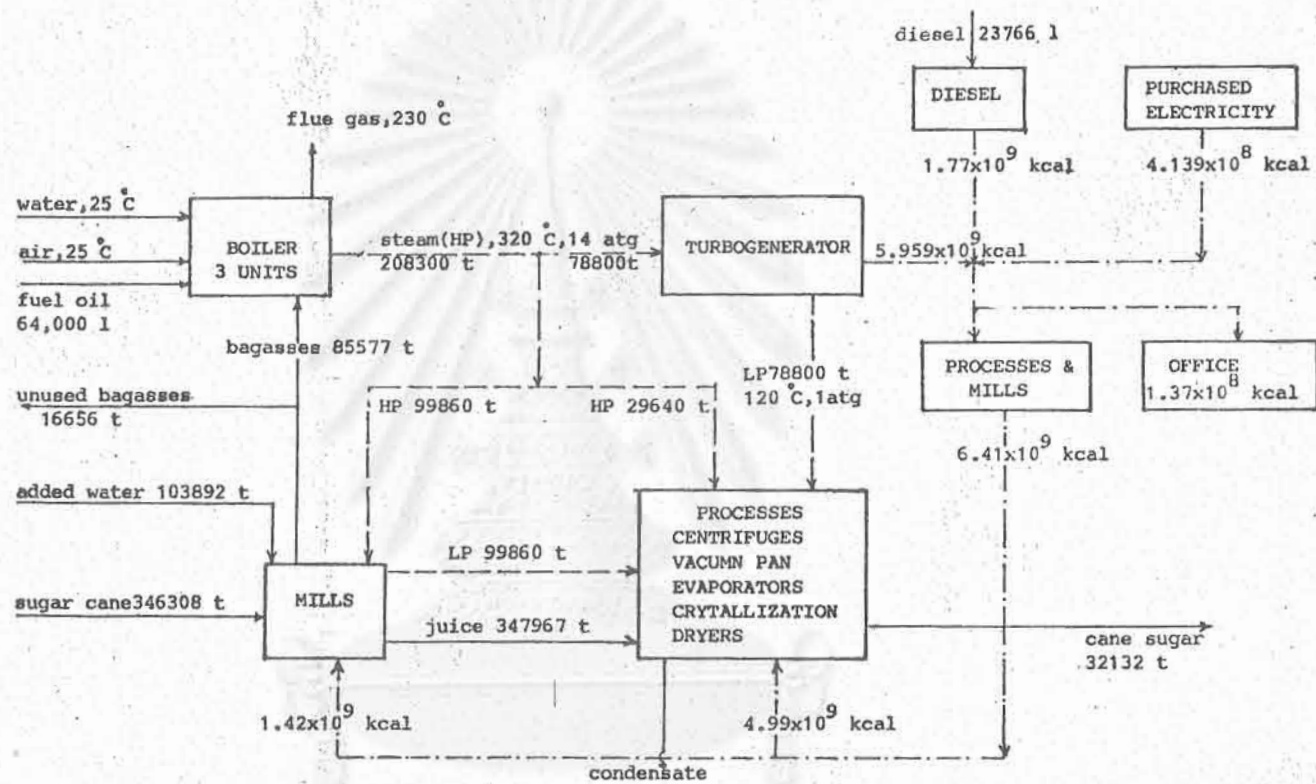
រូបភាព 5.3 Amount of Seasonal Production of Sugar



รูปที่ 5.4 Trend of Seasonal Specific Energy Consumption in Sugar Production Process



รูปที่ 5.5 Amount of Seasonal Specific Energy Consumption in Sugar Production Process



รูปที่ 5.6 Simplified Flow Diagram of Sugar Production Plant (1982-85) before Improvement

รูปที่ 5.3 แสดงปริมาณน้ำตลาคที่ผลิตได้ต่อฤดูในช่วงปี ค.ศ. 1982-1986 ส่วนรูปที่ 5.4 และ 5.5 แสดงแนวโน้มการใช้พลังงานรวมต่อหน่วยผลผลิตน้ำตลาค และปริมาณการใช้พลังงานแต่ละประเภทต่อผลผลิตน้ำตลาค ในช่วงปีค.ศ. 1982-1986 ตามลำดับ

อนึ่ง ขอให้สังเกตด้วยว่า ฤดู 1985-1986 เป็นฤดูการผลิตหลังจากการเปลี่ยนแปลงอุปกรณ์ให้โตขึ้นแล้ว

5.3 การวิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานในอดีต (ก่อนการปรับปรุง)

เนื่องจากทางโรงงานไม่มีการเก็บข้อมูลการใช้พลังงานอย่างละเอียด โดยแยกตามหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย ดังนั้นการวิเคราะห์พลังงานในที่นี้จึงทำได้โดยแยกพิจารณาโรงงาน (ไม่รวมสำนักงาน) ออกเป็น 5 ระบบย่อยคือ

- ก. ระบบผลิตไอน้ำ (หม้อไอน้ำ)
- ข. ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน
- ค. ระบบผลิตไฟฟ้าโดยเครื่องดีเซล
- ง. ระบบหีบอ้อย
- จ. กระบวนการผลิตน้ำตลาคจากน้ำอ้อย

รูป 5.6 แสดงไดอะแกรมการไหลแบบง่าย ๆ ของโรงงานดังกล่าวเพื่อป้องกันความสับสนที่อาจเกิดขึ้น การวิเคราะห์เอ็นรัลปีและเอ็กเซอร์ยีของแต่ละระบบย่อยข้างต้น จะกระทำติดต่อกันในแต่ละระบบย่อย อย่างไรก็ตาม อย่างไรก็ดี เพื่อไม่ให้รายงานนี้มีความยาวมากเกินไป รายละเอียดของการคำนวณวิเคราะห์จะแสดงเฉพาะกรณีที 4 จากกรณีต่อไปนี้

1. ฤดูการผลิต ค.ศ. 1982-1983 (ก่อนการปรับปรุง)
2. ฤดูการผลิต ค.ศ. 1983-1984 (ก่อนการปรับปรุง)
3. ฤดูการผลิต ค.ศ. 1984-1985 (ก่อนการปรับปรุง)
4. ผลรวมของฤดูการผลิตก่อนการปรับปรุง (3 ฤดูข้างต้น)
5. ค่าเฉลี่ยต่อหน่วยผลผลิตก่อนการปรับปรุง (ค่าเฉลี่ยของกรณี 1-3 ข้างต้น)
6. ฤดูการผลิต ค.ศ. 1985-1986 (หลังการปรับปรุง)

อนึ่ง เนื่องจากปริมาณการผลิตน้ำตาลของแต่ละฤดูมีจำนวนไม่เท่ากัน ดังนั้น การคำนวณหาปริมาณการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิตอย่างถูกต้องนั้น จะต้องเอาค่าปริมาณการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิตของแต่ละฤดูมาถัวเฉลี่ยกัน มิใช่เอาผลผลิต, ปริมาณการใช้พลังงาน เป็นต้น ของทั้งสามมารวมกันก่อน แล้วคำนวณออกมาเป็นค่าเฉลี่ย พุดง่าย ๆ คือ ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงาน (เอ็นธัลปี และ เอ็กเซอร์ยี) ต่อผลผลิตอย่างถูกต้องนั้น จะต้องทำโดยกรณี 5 ข้างต้น แต่ไม่ใช่จากกรณี 4 ข้างต้น

ตัวอย่างของรายละเอียดการคำนวณต่อไปนี้ จะเป็นของกรณี 4 ข้างต้น

5.3.1 ข้อมูลที่ใช้ในตัวอย่างการคำนวณ

ดังที่ได้กล่าวมาข้างต้น ข้อมูลที่ใช้ในตัวอย่างการคำนวณรายละเอียดจะได้จากผลรวมของ 3 ฤดูก่อนการปรับปรุง (ค.ศ. 1982-1985) แล้วเอามาคิดเทียบเป็นค่าเฉลี่ยต่อฤดู โดยหารด้วย 3 ข้อมูลหลักที่ได้จากการคิดเทียบดังกล่าว มีดังนี้

ปริมาณไอน้ำความดันสูงที่ผลิต (320°C , 14 atg)	208,300	ตัน/ฤดู
ปริมาณอ้อยที่หีบ	346,308	ตัน/ฤดู
ปริมาณน้ำตาลที่ผลิตได้	32,132	ตัน/ฤดู

อนึ่ง เงื่อนไขของสภาวะแวดล้อมที่ใช้ในการคำนวณเป็นดังนี้

$$\begin{aligned} \text{อุณหภูมิที่สภาวะแวดล้อม} \quad T_0 &= 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K} \\ \text{ความดันที่สภาวะแวดล้อม} \quad P_0 &= 1 \text{ บรรยากาศ} \end{aligned}$$

5.3.2 การวิเคราะห์เอ็นธัลปีและเอ็กเซอร์ยีของระบบผลิตไอน้ำ

1. การวิเคราะห์เอ็นธัลปีของระบบผลิตไอน้ำ

ในการวิเคราะห์พลังงานความร้อน เราจำเป็นต้องทราบเอ็นธัลปีเข้า (enthalpy input) และเอ็นธัลปีออก (enthalpy output) ของแต่ละสายก่อน เราจะเริ่มจากการหาปริมาณของก๊าซเสีย (flue gas) ที่ปล่อยทิ้งออกจากหม้อไอน้ำโดยอาศัยความสัมพันธ์ระหว่างค่า H_1 , A_0 , G_0 ของ Boie ดังต่อไปนี้

กรณีเชื้อเพลิงเหลว : น้ำมันเตา $A_o = \frac{12.38 (H_1 - 1,100)}{10,000}$ (5.1)

$$G_o = \frac{15.75 (H_1 - 1,100)}{10,000} - 2.18 \quad (5.2)$$

กรณีเชื้อเพลิงแข็ง : ชานอ้อย $A_o = \frac{1.01 (H_1 + 550)}{1,000}$ (5.3)

$$G_o = \frac{0.905 (H_1 + 550)}{1,000} + 1.17 \quad (5.4)$$

หน่วยที่ใช้คือ $[m^3_N / \text{kg fuel}]$

ในโรงงานแห่งนี้ เชื้อเพลิงที่ใช้กับหม้อไอน้ำนี้มี 2 ชนิดคือ
เชื้อเพลิงเหลว (น้ำมันเตา) และเชื้อเพลิงแข็ง (ชานอ้อย)

ในสมการ (5.1) ถึง (5.4) ข้างต้น

H_1 คือ ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง

A_o คือ ปริมาณอากาศเชิงทฤษฎี

G_o คือ ปริมาณก๊าซเสียเชิงทฤษฎี

m คือ อัตราส่วนอากาศ (กำหนดให้เท่ากับ 2.0 ในกรณีของ
ชานอ้อย และ 1.4 ในกรณีของน้ำมันเตา)

อนึ่ง A คือ ปริมาณอากาศที่ใช้จริง ($A = mA_o$)

G คือ ปริมาณก๊าซเสียที่ได้จริง

โดยที่ $G = G_o + (m-1)A_o$ (5.5)

ในการคำนวณนี้เลือกใช้ค่าความร้อนต่ำดังนี้

ค่าความร้อนต่ำของน้ำมันเตา	H_1	10,000	kcal/l
ค่าความร้อนต่ำของชานอ้อย	H_1	2,300	kcal/kg

จากความสัมพันธ์ข้างต้น

$$\text{กรณีน้ำมันเตา : } A_o = \frac{12.38(10,000-1,100)}{10,000} = 11.02 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

$$G_o = \frac{15.75(10,000-1,100)}{10,000} - 2.16 = 11.84 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

$$\text{กรณีชานอ้อย : } A_o = \frac{1.01(2,300 + 550)}{1,000} = 2.88 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

$$G_o = \frac{0.905(2,300 + 550)}{1,000} + 1.17 = 3.75 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

จากความสัมพันธ์สมการ (5.1)

$$\text{น้ำมันเตา : } G = 11.84 + (1.4-1)11.02 = 16.25 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

$$\text{ชานอ้อย : } G = 3.75 + (2.0-1)2.88 = 6.65 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}$$

ดังนั้นปริมาณก๊าซเสียที่ได้จากการสันดาปทั้งหมด

$$= 6.65 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg} \times 85,577 \times 10^3 \text{ kg} + 16.25 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg} \\ \times 64,000 \text{ l} \times 0.44 \text{ kg/l}$$

$$= 5.695 \times 10^8 \text{ m}^3_{\text{N}} \text{ ต่อฤดู}$$

เนื่องจากอุณหภูมิเฉลี่ยของก๊าซทิ้งจากหม้อไอน้ำเท่ากับประมาณ 230°C

และค่าความร้อนจำเพาะเฉลี่ย C_{pm} เท่ากับประมาณ $0.33 \text{ kcal/m}^3_{\text{N}} \text{ }^\circ\text{C}$

ตั้งนั้นเอ็นทัลปีของก๊าซเสียขึ้น

$$\begin{aligned}
 &= mC_{pm} (T-T_o) \\
 &= 5.695 \times 10^3 \text{ m}^3 \times 0.33 \text{ kcal/m}^3 \text{ } ^\circ\text{C} \times (230-25 \text{ } ^\circ\text{C}) \\
 &= 3.853 \times 10^{10} \text{ kcal ต่อฤดู}
 \end{aligned}$$

พลังงานขาเข้าหม้อไอน้ำ (หน่วย kcal/ฤดู)

- 1) น้ำป้อนอุณหภูมิ 25 °C เอ็นทัลปี = 0
 - 2) อากาศเข้าอุณหภูมิ 25 °C เอ็นทัลปี = 0
 - 3) ชานอ้อย 85,577x10³ kg เอ็นทัลปี = 85,577x10³x2,300
= 1.968x10¹¹ kcal
 - 4) น้ำมันเตา 64,000 l เอ็นทัลปี = 10,000x64,000
= 6.4x10¹¹ kcal
- เอ็นทัลปีรวมขาเข้า = 1.974x10¹¹ kcal
 อเนิง ชานอ้อยที่เหลือใช้ = 16,656x10³ kg

พลังงานขาออกของหม้อไอน้ำ (หน่วย kcal/ฤดู)

- 1) ไอน้ำความดันสูง T = 320 °C, 14 atg
 เอ็นทัลปี = (736.144-25)x208,300x10³
 = 1.481x10¹¹ kcal
- 2) ก๊าซเสีย T = 230 °C เอ็นทัลปี = 3.853x10¹⁰ kcal

3) ถ้าจากการเผาไหม้กับความร้อนที่สูญเสียไปโดยการแผ่รังสี

$$\text{เอ็นทัลปี} = 1.077 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอ็นทัลปีขาออกรวม} = 1.974 \times 10^{11} \quad \text{kcal}$$

ดังนั้นประสิทธิภาพโดยกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ของหม้อไอน้ำ

$$= \frac{1.481 \times 10^{11}}{1.974 \times 10^{11}} \times 100$$

$$= 75.0 \%$$

2. การวิเคราะห์เอนทัลปีของระบบผลิตไอน้ำ

อุณหภูมิสิ่งแวดล้อม $T_0 = 298 \text{ K}$

$P_0 = 1$ บรรยากาศ

เอนทัลปีของเชื้อเพลิงคือชานอ้อย สามารถประเมินได้โดยใช้สูตร

ดังนี้

$$Ex_F(T_0, P_0) = H_1 + rw$$

ในที่นี้ w คือปริมาณความชื้น (น้ำ) ในเชื้อเพลิง 1 kg

r คือความร้อนแฝงของการระเหยน้ำที่ T_0, P_0 (582 kcal/kg น้ำ)

ถ้าให้ความชื้นของน้ำที่มีอยู่ในชานอ้อยเท่ากับ 31.6% จะได้

$$\text{เอนทัลปีของชานอ้อย} = 2,300 + 31.6 \times 582 = 2,484 \quad \text{kcal/kg}$$

เอนทัลปีขาเข้าหม้อไอน้ำ (kcal/ฤดู)

1) น้ำป้อนอุณหภูมิ 25 °C เอนทัลปี = 0 kcal

2) อากาศเข้าอุณหภูมิ 25 °C เอนทัลปี = 0 kcal

$$3) \text{ น้ำมันเตา } 64,000 \text{ l} \quad \text{เอ็กเซอร์ยี} = 64,000 \times 10,000 \\ = 6.4 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

$$4) \text{ ขาน้ำมัน } 85,577 \times 10^3 \text{ kg} \cdot \text{เอ็กเซอร์ยี} = 2,848 \times 85,577 \times 10^3 \\ = 2.126 \times 10^{11} \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอ็กเซอร์ยีขาเข้ารวม} = 2.132 \times 10^{11} \quad \text{kcal}$$

เอ็กเซอร์ยีขาออกหม้อไอน้ำ (kcal/ฤดู)

$$1) \text{ ไอน้ำความดันสูง } T = 320^\circ\text{C}, 14 \text{ atg} \\ \text{เอ็กเซอร์ยี} = m[(736.144 - 25) - 298(1.6721 - 0.0875)] \\ = (208,300 \times 10^3)(238.9) \\ = 4.976 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

$$2) \text{ ก๊าซเสีย } T = 230^\circ\text{C} \\ \text{เอ็กเซอร์ยี} = 5.695 \times 10^8 \times 0.33 \times [(230 - 25) - 298 \ln(503/298)] \\ = 5.695 \times 10^8 \times 0.33 \times 49 \\ = 9.209 \times 10^9 \quad \text{kcal}$$

$$3) \text{ เอ็กเซอร์ยีที่สูญเสียไปกับการแผ่รังสี (การหนีของความร้อน) จากผนัง} \\ \text{เอ็กเซอร์ยี} = [1 - (298/323)] \times 1.077 \times 10^{10} \\ = 8.336 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

$$4) \text{ เอ็กเซอร์ยีที่ถูกทำลายเพราะ Irreversibility} = 1.534 \times 10^{11} \quad \text{kcal}$$

$$\text{ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์ยีของหม้อไอน้ำ} = \frac{4.976 \times 10^{10}}{2.132 \times 10^{11}} \times 100 \\ = 23.3 \%$$

5.3.3 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอนโทรปีของระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน

1. การวิเคราะห์เอนทัลปีของระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน

ปริมาณไอน้ำความดันสูงที่ป้อนเข้าเท่ากับ 78,800 ตันต่อฤดู

พลังงานขาเข้าเครื่องปั่นไฟแบบกังหัน (หน่วย kcal/ฤดู)

$$\begin{aligned}
 1) \text{ ไอน้ำความดันสูง (320 }^{\circ}\text{C, 14 atg) มีเอนทัลปี} \\
 &= 78,800 \times 10^3 \times (736.144 - 25) \\
 &= 5.604 \times 10^{10} \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\text{เอนทัลปีขาเข้าทั้งหมด} = 5.604 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

พลังงานขาออกเครื่องปั่นไฟแบบกังหัน (หน่วย kcal/ฤดู)

$$\begin{aligned}
 1) \text{ ไอน้ำความดันต่ำ (120 }^{\circ}\text{C, 1 atg) มีเอนทัลปี} \\
 &= 78,800 \times 10^3 \times (647.184 - 25) \\
 &= 4.903 \times 10^{10} \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2) \text{ เนื่องจากประสิทธิภาพของเครื่องปั่นไฟในสภาวะดังกล่าวเท่ากับ} \\
 \text{85 \% ดังนั้นพลังงานไฟฟ้าที่ได้} \\
 &= 0.85 (5.604 \times 10^{10} - 4.903 \times 10^{10}) \\
 &= 5.959 \times 10^9 \quad \text{kcal} \quad (6.930 \times 10^6 \quad \text{kWh})
 \end{aligned}$$

$$3) \text{ ความร้อนที่สูญเสีย} = 1.052 \times 10^9 \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอนทัลปีขาออกทั้งหมด} = 5.604 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ดังนั้น} \quad \text{ประสิทธิภาพเชิงเอนทัลปี} &= \frac{5.959 \times 10^9}{5.604 \times 10^{10}} \times 100 = 10.63 \%
 \end{aligned}$$

2. การวิเคราะห์เอนโทรปีของระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน

เอนโทรปีขาเข้าเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบกังหัน

$$\begin{aligned}
 1) \text{ ไอน้ำความดันสูง (320 } ^\circ\text{C, 14 atg) มีเอนโทรปี} \\
 &= (78,800 \times 10^3) (4.976 \times 10^{10}) / (200,300 \times 10^3) \\
 &= 1.882 \times 10^{10} \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\text{เอนโทรปีขาเข้าทั้งหมด} = 1.882 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

เอนโทรปีขาออกเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบกังหัน

$$\begin{aligned}
 1) \text{ ไอน้ำความดันต่ำ (120 } ^\circ\text{C, 1 atg) มีเอนโทรปี} \\
 &= (78,800 \times 10^3) [(647.184 - 25) - 298(1.7023 - 0.0875)] \\
 &= 1.111 \times 10^{10} \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$2) \text{ ไฟฟ้าที่ปั่นได้มีเอนโทรปี} = 5.959 \times 10^9 \quad \text{kcal}$$

$$\begin{aligned}
 3) \text{ ความร้อนที่สูญเสียมีเอนโทรปี (ให้อุณหภูมิเท่ากับ 323 K)} \\
 &= 1.052 \times 10^9 [(1 - (298/323))] \\
 &= 8.14 \times 10^7 \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4) \text{ เอนโทรปีที่ถูกทำลายเพราะ Irreversibility} \\
 &= 1.670 \times 10^9 \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\text{เอนโทรปีขาออกทั้งหมด} = 1.882 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

$$\text{ประสิทธิภาพเชิงเอนโทรปี} = \frac{5.959 \times 10^9}{1.882 \times 10^{10}} \times 100 = 31.7\%$$

5.3.4 การวิเคราะห์เอ็นทัลปีและเอนทาลปีของระบบผลิตไฟฟ้าโดยเครื่องดีเซล

น้ำมันดีเซลที่ใช้ต่อฤดูเท่ากับ 23,766 ลิตร (20,439 kg)

1. การวิเคราะห์เอ็นทัลปีของเครื่องปั่นไฟแบบดีเซล

พลังงานขาเข้าเครื่องปั่นไฟแบบดีเซล (หน่วย kcal/ฤดู)

$$1) \text{ น้ำมันดีเซลมีเอ็นทัลปี} = (23,766)(8750) \\ = 2.08 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอ็นทัลปีขาเข้าทั้งหมด} = 2.08 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

พลังงานขาออกเครื่องปั่นไฟแบบดีเซล (หน่วย kcal/ฤดู)

$$1) \text{ เนื่องจากประสิทธิภาพของเครื่องปั่นไฟประมาณ 85\% ดังนั้น} \\ \text{พลังงานไฟฟ้าที่ได้} = 0.85 (2.08 \times 10^8) \\ = 1.77 \times 10^8 \text{ kcal } (1.52 \times 10^{11} \text{ kWh})$$

$$2) \text{ ความร้อนที่สูญเสีย} = 3.10 \times 10^7 \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอ็นทัลปีขาออกทั้งหมด} = 2.08 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

$$\text{ดังนั้น} \quad \text{ประสิทธิภาพเชิงเอ็นทัลปี} = \frac{1.77 \times 10^8}{2.08 \times 10^8} \times 100 \\ = 85.10 \%$$

2. การวิเคราะห์เอนทาลปีของเครื่องปั่นไฟแบบดีเซล

เอนทาลปีขาเข้าเครื่องปั่นไฟแบบดีเซล (หน่วย kcal/ฤดู)

$$1) \text{ น้ำมันดีเซลมีเอนทาลปี} = (23,766)(8,750) \\ = 2.08 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอนทาลปีขาเข้าทั้งหมด} = 2.08 \times 10^8 \quad \text{kcal}$$

เอ็กเซอร์จียาออกเครื่องปั่นไฟแบบดีเซล (หน่วย kcal/กดู)

$$1) \text{ ไฟฟ้าที่ปั่นได้มีเอ็กเซอร์จีย} = 1.77 \times 10^6 \quad \text{kcal}$$

$$2) \text{ ความร้อนที่สูญเสียมีเอ็กเซอร์จีย} = (3.10 \times 10^7) [1 - (298/323)] \\ = 2.40 \times 10^6 \quad \text{kcal}$$

$$3) \text{ Irreversibility} = 2.86 \times 10^7 \quad \text{kcal}$$

$$\text{เอ็กเซอร์จียาออกทั้งหมด} = 2.08 \times 10^6 \quad \text{kcal}$$

$$\text{ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีย} = \frac{1.77 \times 10^6}{2.08 \times 10^6} \times 100 = 85.10 \%$$

5.3.5 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอ็กเซอร์จียของระบบหีบอ้อย

อ้อยที่ป้อนเข้า	= 346,308	ตัน/กดู
น้ำที่เติมในเวลาหีบ	= 103,892	ตัน/กดู
น้ำอ้อยที่ได้	= 347,967	ตัน/กดู
ชานอ้อยที่ได้	= 102,233	ตัน/กดู
ไอน้ำความดันสูง	= 99,860	ตัน/กดู
ไอน้ำความดันต่ำ	= 99,860	ตัน/กดู

1. การวิเคราะห์เอนทัลปีของระบบหีบอ้อย

พลังงานขาเข้าระบบหีบอ้อย (หน่วย kcal/กดู)

$$1) \text{ ไอน้ำความดันสูงมีเอนทัลปี} = (99,860 \times 10^3) (736.144 - 25) \\ = 7.101 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

$$2) \text{ อ้อยที่ป้อนเข้ามีเอนทัลปี} = 0 \quad \text{kcal}$$

$$3) \text{ น้ำที่เติมมีเอนทัลปี} = 0 \quad \text{kcal}$$

$$4) \text{ พลังงานไฟฟ้าที่ใช้} = 1.42 \times 10^9 \text{ kcal} \quad (1.65 \times 10^6 \text{ kWh})$$

$$\text{เอ็นรัลปิชา เข้าทั้งหมด} = 7.243 \times 10^{10} \text{ kcal}$$

พลังงานขาออกระบบหีบอ้อย (หน่วย kcal/ฤดู)

$$1) \text{ ไอน้ำความดันต่ำมีเอ็นรัลปิ} = (99,860 \times 10^3) (647.184 - 25) \\ = 6.213 \times 10^{10} \text{ kcal}$$

$$2) \text{ ชานอ้อยมีเอ็นรัลปิ} = 0 \text{ kcal}$$

$$3) \text{ น้ำอ้อยมีเอ็นรัลปิ} = 0 \text{ kcal}$$

$$4) \text{ ถ้าให้ประสิทธิภาพของชุดหีบอ้อยเท่ากับ 85 \% และงานรวมที่} \\ \text{ต้องใช้ในการหีบอ้อยเท่ากับประมาณ 40 แรงม้า/ตันอ้อย} \\ \text{งานที่ใช้หีบอ้อย} = (0.85) (346,308) (40 \times 641.7) \\ \text{(ไม่รวมความสูญเสีย)} = 7.556 \times 10^9 \text{ kcal}$$

$$5) \text{ ความร้อนที่สูญเสีย} = 2.744 \times 10^9 \text{ kcal}$$

$$\text{ประสิทธิภาพเชิงเอ็นรัลปิ} = \frac{7.556 \times 10^9}{7.243 \times 10^{10}} \times 100 = 10.4 \%$$

2. การวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีของระบบหีบอ้อย

เอ็กเซอร์ยีขาเข้าระบบหีบอ้อย (หน่วย kcal/ฤดู)

$$1) \text{ ไอน้ำความดันสูงมีเอ็กเซอร์ยี} = (99,860 \times 10^3) (238.9) \\ = 2.386 \times 10^{10} \text{ kcal}$$

$$2) \text{ อ้อยที่ป้อนเข้ามีเอ็กเซอร์ยี} = 0 \text{ kcal}$$

$$3) \text{ น้ำที่เติมมีเอ็กเซอร์ยี} = 0 \text{ kcal}$$

$$4) \text{ เอ็นโทรปีจากไฟฟ้า} = 1.42 \times 10^9 \text{ kcal}$$

$$\text{เอ็นโทรปีขาเข้าทั้งหมด} = 2.528 \times 10^{10} \text{ kcal}$$

เอ็นโทรปีขาออกระบบหีบอ้อย (หน่วย kcal/ฤดู)

$$1) \text{ ให้นำความดันต่ำมีเอ็นโทรปี} = (99,860 \times 10^3)(140.97) \\ = 1.408 \times 10^{10} \text{ kcal}$$

$$2) \text{ ขานอ้อยมีเอ็นโทรปี} = 0 \text{ kcal}$$

$$3) \text{ น้ำอ้อยมีเอ็นโทรปี} = 0 \text{ kcal}$$

$$4) \text{ งานที่ใช้หีบอ้อยมีเอ็นโทรปี} = 7.556 \times 10^9 \text{ kcal}$$

$$5) \text{ ความร้อนที่สูญหมีเอ็นโทรปี} = 2.744 \times 10^9 [1 - (298/323)] \\ = 2.124 \times 10^9 \text{ kcal}$$

$$6) \text{ เอ็นโทรปีที่ถูกทำลายเพราะ Irreversibility} \\ = 3.432 \times 10^9 \text{ kcal}$$

$$\text{เอ็นโทรปีขาออกทั้งหมด} = 2.528 \times 10^{10} \text{ kcal}$$

$$\text{ประสิทธิภาพเชิงเอ็นโทรปี} = \frac{7.556 \times 10^9}{2.528 \times 10^{10}} \times 100 = 29.9\%$$

5.3.6 การวิเคราะห์เอนทัลปีและเอนโทรปีของกระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย

1. การวิเคราะห์เอนทัลปีของกระบวนการผลิตน้ำตาล

จากรูป 5.6

ปริมาณไอน้ำความดันสูงที่ใช้ในกระบวนการผลิต	= 29,640	ตัน/ฤดู
ปริมาณไอน้ำความดันต่ำที่ใช้ในกระบวนการผลิต	= 178,660	ตัน/ฤดู
ปริมาณน้ำอ้อย (25 °C) ที่ป้อนเข้า	= 347,967	ตัน/ฤดู
ปริมาณผลผลิตน้ำตาลที่ได้	= 32,132	ตัน/ฤดู
ปริมาณน้ำควบแน่น (คอนเดนเสต) ที่ได้	= 208,300	ตัน/ฤดู
ปริมาณน้ำที่ระเหยออก	= 315,835	ตัน/ฤดู

พลังงานขาเข้ากระบวนการผลิตน้ำตาล (หน่วย kcal/ฤดู)

- 1) ไอน้ำความดันสูงมีเอนทัลปี = $(29,640 \times 10^3) (736.144 - 25)$
= 2.108×10^{10} kcal
 - 2) ไอน้ำความดันต่ำมีเอนทัลปี = $(178,660 \times 10^3) (647.184 - 25)$
= 1.112×10^{11} kcal
 - 3) น้ำอ้อย (25 °C) = 0 kcal
 - 4) ไฟฟ้าที่ใช้ในกระบวนการ = $6.41 \times 10^9 - 1.42 \times 10^9$
= 4.99×10^9 kcal
- เอนทัลปีขาเข้าทั้งหมด = 1.373×10^{11} kcal
(5.78×10^6 kWh)

พลังงานขาออกกระบวนการผลิตน้ำตาล (หน่วย kcal/ฤดู)

- 1) น้ำตาลที่ผลิตได้มีเอนทัลปี = 0 kcal

2) น้ำความแน่น (1 atg) มีเอ็นทัลปี

$$= (208,200 \times 10^3)(120-25)$$

$$= 1.979 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

3) น้ำที่ระเหยออกมีเอ็นทัลปี = 0 kcal

4) พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในการผลิต

$$= 8.813 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

5) พลังงานที่สูญเสียทั้งหมด = 2.948×10^{10} kcal

เอ็นทัลปีขาออกทั้งหมด = 1.373×10^{11} kcal

ดังนั้น ประสิทธิภาพเชิงเอ็นทัลปี = $\frac{8.813 \times 10^{10}}{1.373 \times 10^{11}} \times 100 = 64.2\%$

2. การวิเคราะห์เอ็กเซอร์ยีของกระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย

เอ็กเซอร์ยีขาเข้าของกระบวนการผลิตน้ำตาล (หน่วย kcal/ฤดู)

1) ใช้น้ำความดันสูงมีเอ็กเซอร์ยี = $(29,640 \times 10^3)(238.9)$

$$= 7.081 \times 10^9 \quad \text{kcal}$$

2) ใช้น้ำความดันต่ำมีเอ็กเซอร์ยี = $(178,660 \times 10^3)(140.97)$

$$= 2.519 \times 10^{10} \quad \text{kcal}$$

3) น้ำอ้อยมีเอ็กเซอร์ยี = 0 kcal

4) เอ็กเซอร์ยีจากไฟฟ้าที่ใช้ = 4.99×10^9 kcal

เอ็กเซอร์ยีขาเข้าทั้งหมด = 3.724×10^{10} kcal

เอนทัลปีขาออกของกระบวนการผลิตน้ำตาล (หน่วย kcal/กิโลกรัม)

- 1) น้ำตาลที่ผลิตได้มีเอนทัลปี = 0 kcal
 - 2) น้ำความดัน (1 atg) มีเอนทัลปี

$$= (208,300 \times 10^3) [(120.3 - 25) - 298(0.36486 - 0.0875)]$$

$$= 2.634 \times 10^9 \text{ kcal}$$
 - 3) น้ำที่ระเหยออกมีเอนทัลปี = 0 kcal
 - 4) ความร้อนที่สูญเสียมีเอนทัลปี = $2.948 \times 10^{10} [1 - (298/323)]$

$$= 2.282 \times 10^9 \text{ kcal}$$
 - 5) จากภาคผนวก ค ประเมินเอนทัลปีที่ใช้ประโยชน์ใน
กระบวนการผลิตได้ = $1.115 \times 10^{10} \text{ kcal}$
 - 6) เอนทัลปีที่ถูกทำลายเพราะ Irreversibility

$$= 2.118 \times 10^{10} \text{ kcal}$$
- เอนทัลปีขาออกทั้งหมด = $3.724 \times 10^{10} \text{ kcal}$
 ประสิทธิภาพเชิงเอนทัลปี = $\frac{1.115 \times 10^{10}}{3.724 \times 10^{10}} \times 100 = 29.9\%$

5.3.7 สรุปผลการวิเคราะห์พลังงานของตัวอย่างการคำนวณข้างต้น

ตาราง 5.1 สรุปประสิทธิภาพเชิงเอนทัลปีและประสิทธิภาพเชิงเอนทัลปีของระบบย่อยในโรงงานผลิตน้ำตาล อีกทั้งเอนทัลปีที่ถูกทำลายไปเนื่องจาก Irreversibility อีกด้วย

ตาราง 5.1 ประสิทธิภาพเชิงเอนทัลปี, ประสิทธิภาพเชิงเอนทาลปี และ
เอนทาลปีที่ถูกทำลายเนื่องจาก Irreversibility ของ
โรงงานน้ำตาลในตัวอย่างข้างต้น (ถั่วเฉลี่ยของ 3 ถั่ว ก่อน
การปรับปรุง)

ชื่อระบบย่อย	ประสิทธิภาพ=(ใช้ประโยชน์) (เข้าทั้งหมด)		Ex _{irrev} ของระบบย่อย	
	η (%)	ϵ (%)	kcal	%
1) ระบบผลิตไอน้ำ	75.0	23.3	1.534×10^{11}	72.0
2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	10.6	31.7	1.670×10^9	8.9
3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	85.1	85.1	2.86×10^7	13.8
4) ระบบหีบอ้อย	10.4	29.9	3.432×10^9	13.6
5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	64.2	29.9	2.118×10^{10}	60.7

5.4 สรุปผลการวิเคราะห์ห้พลังงานของโรงงานผลิตน้ำตาลก่อนการปรับปรุง

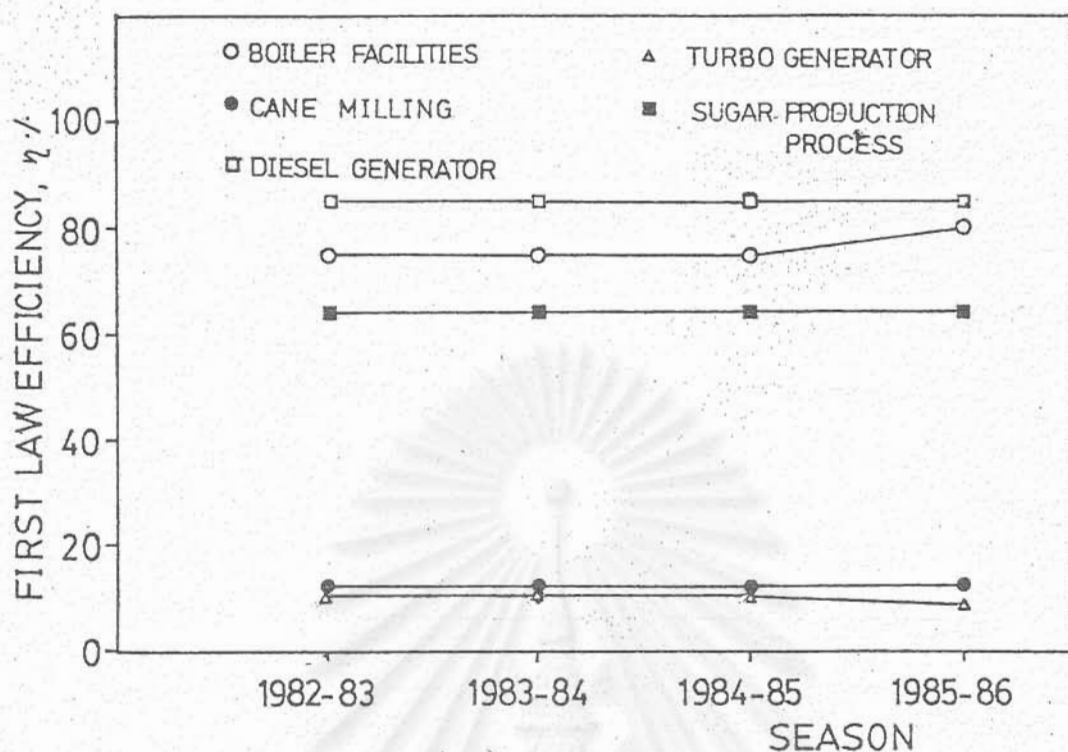
5.4.1 แนวโน้มของประสิทธิภาพของระบบย่อยในโรงงาน

รูปที่ 5.7a และ รูปที่ 5.7b แสดงแนวโน้มของประสิทธิภาพเชิง
เอนทัลปี (กฎข้อที่หนึ่ง) และประสิทธิภาพเชิงเอนทาลปี (กฎข้อที่สอง) ของระบบย่อยใน
โรงงานผลิตน้ำตาลในช่วงก่อนการปรับปรุง (ค.ศ. 1982-1985) ส่วนรูปที่ 5.8
แสดงแนวโน้มของปริมาณเอนทาลปีที่ถูกทำลายไป เพราะความย้อนกลับไม่ได้
(Irreversibility) และสัดส่วนของเอนทาลปีในแต่ละระบบย่อย

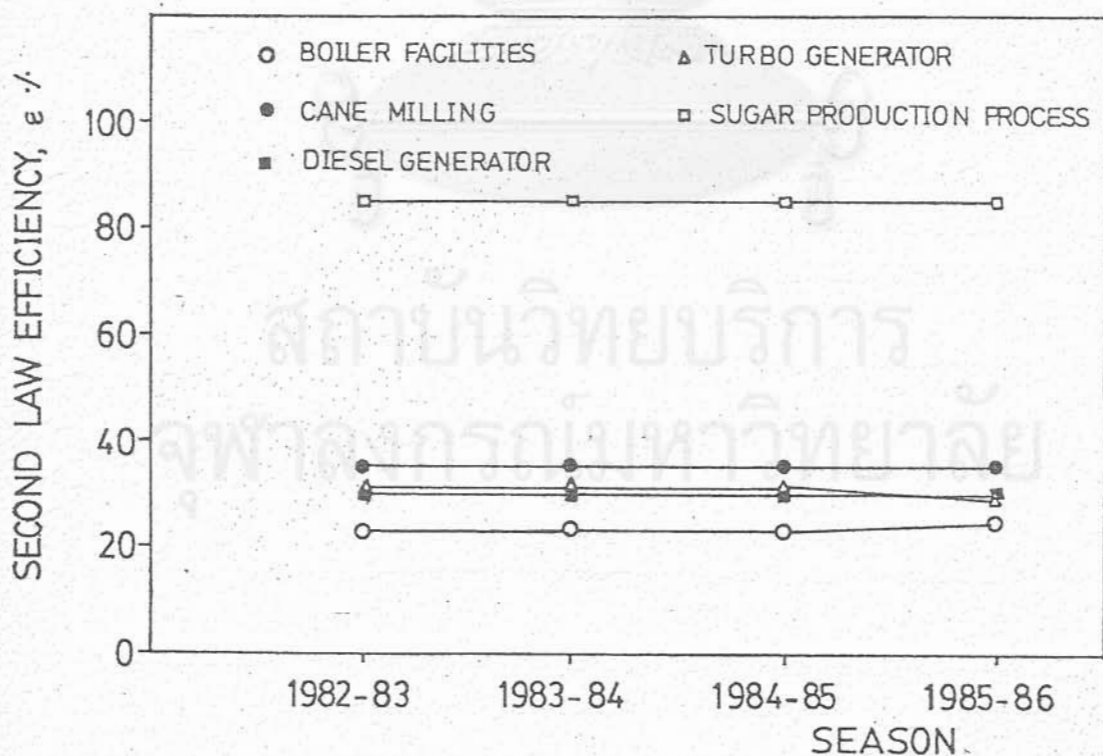
ในทำนองเดียวกัน ตาราง 5.2 แสดงข้อมูลที่ใช้สร้างรูปทั้งสองข้างต้น

ตาราง 5.2 ผลการวิเคราะห์ห้พลังงานของโรงงานน้ำตาลก่อนการปรับปรุง
(ค.ศ. 1982-1985)

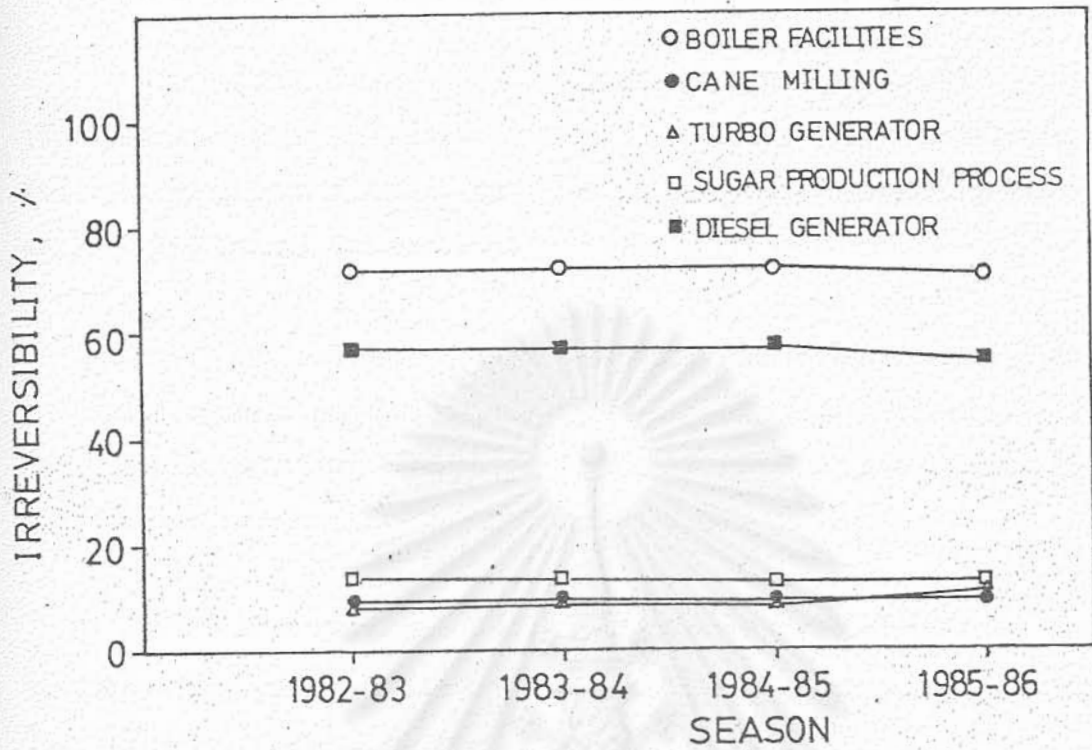
ฤดูการผลิต (ปีค.ศ.)	ระบบย่อย	ประสิทธิภาพ		Ex _{irrev} ของระบบย่อย	
		η (%)	ε (%)	kcal/season	%
1982-83 (138 วัน)	1) ระบบผลิตไอน้ำ	75.0	23.3	1.834×10^{11}	72.0
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	10.7	31.7	1.96×10^9	8.7
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	85.0	85.0	2.68×10^7	14.0
	4) ระบบหีบอ้อย	12.4	35.2	2.369×10^9	9.2
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	64.3	30.1	2.655×10^{10}	57.2
1983-84 (111 วัน)	1) ระบบผลิตไอน้ำ	75.0	23.3	1.472×10^{11}	72.0
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	10.6	31.6	1.623×10^9	9.0
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	85.0	85.0	3.267×10^7	13.9
	4) ระบบหีบอ้อย	12.4	35.2	1.835×10^9	9.2
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	64.3	30.1	2.159×10^{10}	57.2
1984-85 (97 วัน)	1) ระบบผลิตไอน้ำ	75.0	23.3	1.294×10^{11}	72.0
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	10.6	31.6	1.408×10^9	8.9
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	85.0	85.0	2.740×10^7	13.8
	4) ระบบหีบอ้อย	12.4	35.2	1.740×10^9	9.2
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	64.2	30.0	1.846×10^{10}	57.1



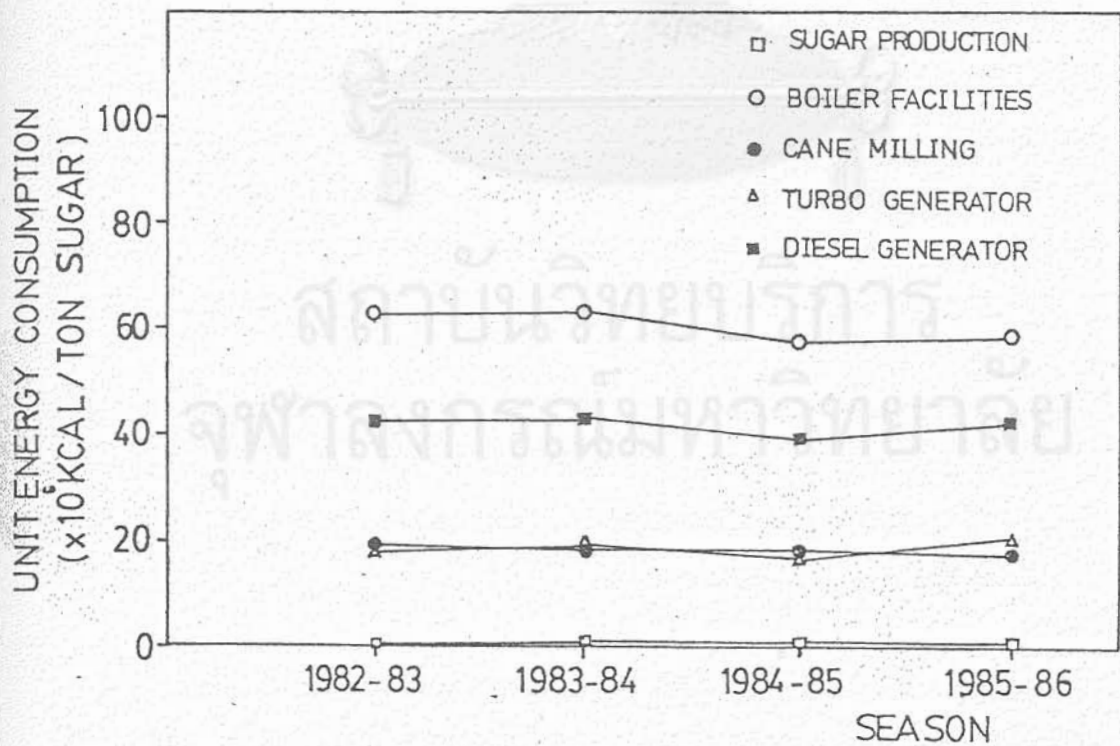
รูปที่ 5.7a Trend of First Law Efficiency of Various Subsystems of Sugar Plant



รูปที่ 5.7b Trend of Second Law Efficiency of Various Subsystems of Sugar Plant



รูปที่ 5.8 Trend of Irreversibility of Various Subsystems



รูปที่ 5.9 Trend of Unit Energy Consumption of Subsystems

5.4.2 แนวโน้มของการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต

ดังเห็นได้จากรูป 5.3 ปริมาณการผลิตน้ำตาลในแต่ละฤดูนั้นไม่เท่ากัน เนื่องจากเหตุผลทางดินฟ้าอากาศและทางการตลาด ซึ่งไม่ขึ้นกับระบบการผลิตในโรงงาน ดังนั้น การเปรียบเทียบการใช้พลังงานอย่างถูกต้องนั้น จะต้องคิดในรูปพลังงานที่ใช้ต่อหน่วยผลผลิต (Unit Energy Consumption)

รูป 5.2 และ รูป 5.4 ได้แสดงแนวโน้มการใช้พลังงานและแนวโน้มของต้นทุนพลังงานต่อหน่วยผลผลิตน้ำตาลของทั้งโรงงาน (ไม่รวมพลังงานไฟฟ้าที่ปั่นขึ้นใช้เอง และพลังงานความร้อนที่ได้จากการเผาขานอ้อย รูปที่ 5.9 แสดงแนวโน้มการใช้พลังงานความร้อนต่อหน่วยผลผลิต โดยแยกตามแต่ละระบบย่อยตามลำดับ

อนึ่ง ตาราง 5.3 แสดงข้อมูลที่ใส่สร้างรูป 5.9 สิ่งที่ควรสังเกต คือ พลังงานความร้อนในรูป 5.9 และตาราง 5.3 นั้น รวมทั้งพลังงานความร้อน (พลังงานไอน้ำ) ที่ได้จากการเผาขานอ้อยด้วย

5.5 การอภิปรายผลและข้อแนะนำในการปรับปรุง

จากรูป 5.2 จะเห็นได้ชัดเจนว่า ทางโรงงานได้พยายามลดการซื้อไฟฟ้ามาใช้ในโรงงาน โดยการปั่นไฟฟ้าขึ้นใช้เองให้มากขึ้น ดังนั้นประโยชน์ข้อแรกที่ได้รับคือ ค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานจะลดลง ถึงแม้ว่าปริมาณพลังงานรวม (ไฟฟ้า, น้ำมันเตาและน้ำมันดีเซล) ที่ซื้อมาใช้ในโรงงานจะยังเท่าเดิม เหตุที่เป็นเช่นนั้นเพราะถ้าให้ราคา น้ำมันเตาเท่ากับ 4.375 บาท/ลิตร, น้ำมันดีเซลเท่ากับ 6.7 บาท/ลิตร และราคาไฟฟ้าที่โรงงานซื้อเท่ากับ 3.8 บาท/kwh (ข้อมูลปี 1985-1986) จะได้ราคาพลังงาน ดังนี้

กรณีน้ำมันเตา (h_1)	= 10,000 kcal/ลิตร	:	437.5	บาท/ล้าน kcal
กรณีน้ำมันดีเซล (h_2)	= 8,750 kcal/ลิตร	:	765.7	บาท/ล้าน kcal
กรณีไฟฟ้า	(1 kwh = 860 kcal, η ของการผลิตไฟฟ้า = 30%)	:		
			1,325.6	บาท/ล้าน kcal

นั่นคือ ไฟฟ้าจะมีราคาพลังงานแพงกว่าน้ำมันดีเซลถึง 1.73 เท่า และแพงกว่าน้ำมันเตาถึง 3.03 เท่า ด้วยเหตุนี้นโยบายของโรงงานที่พยายามเน้นการผลิตไฟฟ้าขึ้นใช้เองให้มากที่สุด ถึงแม้ว่าจะต้องใช้น้ำมันเตาช่วยเร่งการผลิตไอน้ำเพิ่มขึ้น จึงเป็นการ

ลดค่าใช้จ่ายพลังงานที่ได้ผล แม้ว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบต่าง ๆ ในโรงงาน จะยังคงเหมือนเดิมก็ตาม (รายละเอียดของการวิเคราะห์ต้นทุนพลังงานต่อหน่วยผลผลิต น้ำตาลมีอยู่ในบทที่ 7)

ความจริงแล้ว การผลิตไฟฟ้าและไอน้ำขึ้นใช้เองพร้อม ๆ กันในโรงงาน ซึ่งมีชื่อเรียกว่า cogeneration ยังมีข้อดีนอกเหนือจากที่กล่าวถึงข้างต้น ข้อดีดังกล่าวคือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนรวมของระบบ cogeneration จะสูงถึง 80% ได้ เมื่อเทียบกับ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของโรงจักรไฟฟ้า ซึ่งเน้นการผลิตไฟฟ้าเพียงอย่างเดียว (สูงสุด 40-45%) เหตุที่เป็นเช่นนั้นเพราะไอน้ำความดันต่ำที่ออกจากกังหันปั่นไฟฟ้าแบบเทอร์โบ ยังมีความร้อน (ทิ้ง) จำนวนมากที่สามารถใช้ประโยชน์ในกระบวนการผลิตน้ำตาล ผลก็คือ จะเห็นได้จากรูป 5.4 ว่าในช่วง 3 ปีก่อนการปรับปรุง การผลิตน้ำตาล 1 ตันจะใช้พลังงานรวม (ไฟฟ้า, น้ำมันเตา, น้ำมันดีเซลที่ซื้อ) น้อยลงเมื่อปั่นไฟฟ้าใช้เองมากขึ้น (ทำ cogeneration มากขึ้น) ทั้ง ๆ ที่ปริมาณการผลิตน้ำตาลของโรงงานต่อฤดูน้อยลง

อนึ่ง ตาราง 5.2 และรูป 5.7 แสดงให้เห็นว่าผลดีที่เกิดขึ้นในช่วง 3 ปีก่อนการปรับปรุงนั้น มีสาเหตุมาจากการทำ cogeneration เพิ่มขึ้นเป็นหลัก เพราะ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแต่ละระบบย่อยต่างก็แทบไม่มีการเปลี่ยนแปลงใด ๆ อย่างไรก็ดี ผลการวิเคราะห์เอ็กเซอร์ซีในตารางที่ 5.2 และรูป 5.7 (b) บอกให้ทราบเพิ่มเติมว่า ระบบหม้อไอน้ำเกิดการทำลายเอ็กเซอร์ซีสูงสุด คือ ประมาณ 72% ของเอ็กเซอร์ซีที่เข้ามา ทั้งนี้เป็นเพราะการสันดาปเชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำให้เป็นก๊าซสันดาปร้อนนั้น เกิดขึ้นโดยมีความย้อนกลับไม่ได้ (irreversibility) สูงมาก ระบบย่อยที่มีการทำลายเอ็กเซอร์ซีสูงถัดรองมาก็คือ กระบวนการผลิตน้ำตาล ซึ่งสูงประมาณ 57% ของเอ็กเซอร์ซีที่ป้อนเข้า

สรุปแล้ว แนวทางในการปรับปรุงประสิทธิภาพการใช้พลังงานของโรงงานแห่งนี้ ก่อนเริ่มฤดูการผลิต 1985-1986 อาจทำได้ 2 วิธีใหญ่ ๆ ดังนี้

- ก. เพิ่มการทำ cogeneration เพื่อผลิตไฟฟ้าขึ้นใช้เองให้ยิ่งมากขึ้น ใน ขณะเดียวกันก็จะมีไอน้ำความดันต่ำเป็นผลพลอยได้มากขึ้นด้วย
- ข. ปรับปรุงสมรรถนะการทำงานของระบบย่อยที่มีการทำลายเอ็กเซอร์ซีสูงมาก ในโรงงาน นั่นคือ ระบบผลิตไอน้ำและกระบวนการผลิตน้ำตาล

วิธีแรกมีข้อดีคือ สามารถทำได้โดยไม่ต้องมีความเข้าใจลึกซึ้งเกี่ยวกับการทำงานของระบบย่อย นอกจากนี้ทางโรงงานก็ยังมีกากอ้อยเหลือสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไอน้ำเป็นจำนวนมากค่อนข้างมาก แต่ติดปัญหาอยู่ที่ว่า หม้อไอน้ำที่มีอยู่เดิมมีความสามารถในการผลิตไอน้ำจำกัด และความสามารถของ เครื่องกังหันผลิตไฟฟ้าแบบเทอร์โบก็จำกัดด้วย ถ้าจะทำ cogeneration เพิ่มขึ้นโดยเน้นการใช้กากอ้อยให้มากขึ้น ก็มีความจำเป็นต้องลงทุนซื้อหม้อไอน้ำขนาดโตขึ้น และ เครื่องกังหันผลิตไฟฟ้าแบบเทอร์โบที่โตขึ้นด้วย

การปรับปรุงวิธีที่สองมีข้อดีคือ สามารถทำได้โดยไม่ต้องลงทุนมากเหมือนวิธีแรก นอกจากนี้ยังเป็น การปรับปรุงสมรรถนะการทำงานของระบบอุปกรณ์อย่างแท้จริง แต่ติดปัญหาอยู่ที่ว่าจะต้องมีความเข้าใจลึกซึ้งเกี่ยวกับหลักการทำงานของระบบย่อยทั้งหมด มิฉะนั้น อาจเกิดปัญหาการผลิตที่คาดไม่ถึงได้

ด้วยเหตุผลที่ว่าทางโรงงานยังมีกากอ้อยที่ไม่ได้ใช้ประโยชน์อีกมาก และการปรับปรุงโดยการเพิ่ม cogeneration ก็เป็นสิ่งที่ทางโรงงานทำได้ผลมาแล้ว โดยไม่มีปัญหาใด ๆ ดังนั้น ในอันดับแรกทางโรงงานจึงเลือกการปรับปรุงวิธีแรกก่อน ดังนี้

1. ซื้อหม้อไอน้ำลูกใหม่ขนาด 55 ตัน/ชม. มาติดตั้งแทนหม้อไอน้ำของเก่าขนาด 20 ตัน/ชม. เพื่อเพิ่มความสามารถในการผลิตไอน้ำรวมเป็น 140 ตัน/ชม. อนึ่ง หม้อไอน้ำของเก่านั้นย้ายไปติดตั้งในโรงงานในเครือเดียวกัน
2. ซื้อเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบกังหันเทอร์โบขนาด 5,000 kwh มาใช้งานแทนเครื่องของเก่าขนาด 2,500 kwh อนึ่ง เครื่องของเก่าเก็บไว้เป็นตัวสำรองในกรณีเครื่องใหม่เกิดขัดข้อง

การวิเคราะห์การให้พลังงาน หลังการปรับปรุง (ฤดู 1985-1986) มีรายละเอียดอยู่ในหัวข้อต่อไป

ตาราง 5.3 ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานความร้อนต่อหน่วยผลผลิตของระบบย่อยในโรงงานน้ำตาล

ชื่อระบบย่อย	ฤดูการผลิต (ปีค.ศ.)				
	1982-83	1983-84	1984-85	เฉลี่ย 1982-85	1985-86
	[10 ⁵ kcal/ton sugar]				
1) ระบบผลิตไอน้ำ	6.28	6.33	5.79	6.13	5.87
2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.78	1.79	1.64	1.74	2.08
3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.05	0.08	0.07	0.07	0.08
4) ระบบหีบอ้อย	1.90	1.84	1.82	1.85	1.75
5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.25	4.29	3.91	4.15	4.22
รวม	14.26	14.33	13.23	13.94	14.00

5.6 การวิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานหลังการปรับปรุง

ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว โรงงานแห่งนี้ได้ตัดสินใจทำการปรับปรุงต่อไปนี้ (ความจริงการตัดสินใจดังกล่าวได้ทำขึ้นโดยผู้บริหารโรงงาน ก่อนที่จะมีการวิเคราะห์การใช้พลังงานข้างต้น)

- ก. เปลี่ยนหม้อไอน้ำจากเดิมขนาด 20 ตัน/ชม. เป็นของใหม่ขนาด 55 ตัน/ชม. เพื่อให้สามารถผลิตไอน้ำได้มากขึ้นอย่างเพียงพอ โดยใช้ขานอ้อยที่ยังมีเหลือเพื่อ ผลดีที่ตามมาก็คือ ความจำเป็นที่จะต้องใช้น้ำมันเตาเพื่อเร่งการผลิตไอน้ำในช่วงที่ความต้องการไอน้ำมีสูงทั้งหมดไปด้วย
- ข. เปลี่ยนเครื่องปั่นไฟแบบกังหันจากเดิมขนาด 2,500 kw เป็นของใหม่ขนาด 5,000 kw จุดประสงค์เพื่อให้ผลิตไฟฟ้าใช้เองได้มากขึ้นจากไอน้ำที่ผลิตได้มากขึ้น เพื่อลดการซื้อไฟฟ้ามาใช้จากการไฟฟ้าภูมิภาค ผลดีที่ตามมาก็คือ

มีไอน้ำความดันต่ำทำให้ใช้ในกระบวนการผลิตน้ำตาลเพิ่มขึ้นด้วย

5.6.1 ข้อมูลที่ใช้ในการวิเคราะห์พลังงานหลังการปรับปรุง

ข้อมูลต่อไปนี้ เป็นของฤดูการผลิตค.ศ. 1985-1986 ซึ่งเป็นของหลังการปรับปรุงข้างต้น

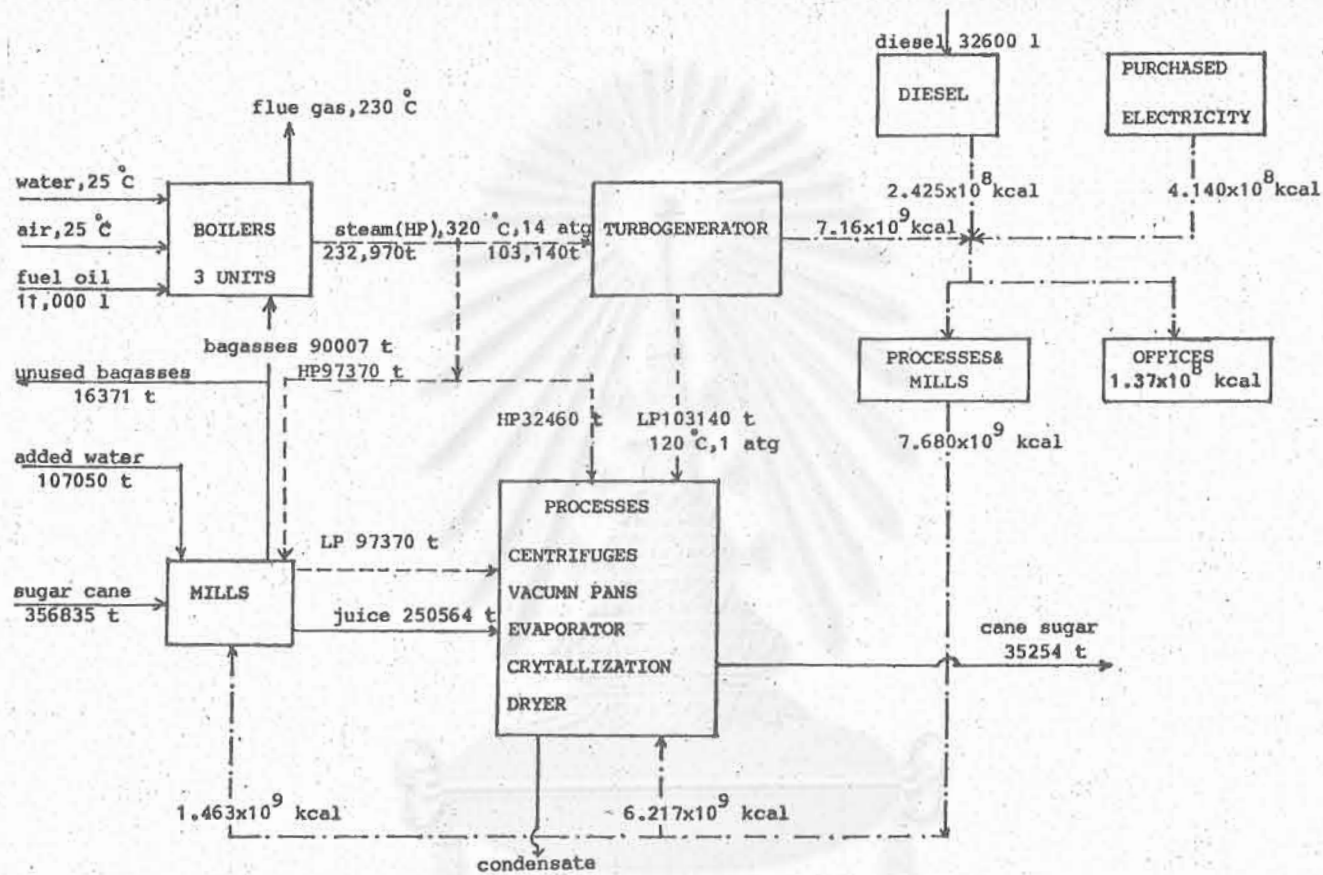
ปริมาณไอน้ำความดันสูงที่ผลิต (320°C , 14 atg)	232,970	ตัน
ปริมาณอ้อยที่หีบ	356,835	ตัน
ปริมาณน้ำตาลที่ผลิตได้	35,254	ตัน

5.6.2 ผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานน้ำตาลหลังการปรับปรุง

โดยการวิเคราะห์พลังงานในทำนองเดียวกับหัวข้อ 5.3.2 ถึง 5.3.6 เราสามารถวิเคราะห์เอ็นทัลปีและเอนทาลปีของระบบผลิตไอน้ำ, ระบบปั่นไฟฟ้าแบบกังหัน, ระบบปั่นไฟแบบดีเซล, ระบบหีบอ้อยและกระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อยได้ รูป 5.10 แสดงเงื่อนไขการทำงานของโรงงานหลังการปรับปรุง (ฤดู 1985-1986)

ตาราง 5.4 สรุปผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานน้ำตาลหลังการปรับปรุง (ฤดู 1985-1986) ซึ่งได้แสดงไว้ในรูป 5.7 และรูป 5.8 ด้วย ส่วนตาราง 5.3 ได้สรุปการใช้พลังงานความร้อนต่อหน่วยผลผลิต โดยแยกตามแต่ละระบบย่อยของโรงงานหลังการปรับปรุง ซึ่งได้แสดงไว้ในรูป 5.9 เช่นกัน

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 5.10 Operating Conditions after Major Improvement
(season 1985-86)

ตาราง 5.4 ผลการวิเคราะห์พลังงานของโรงงานน้ำตาลหลังการปรับปรุง
(ค.ศ. 1985-1986)

ฤดูการผลิต (ปี.ค.ศ.)	ระบบย่อย	ประสิทธิภาพ		Ex _{irrev} ของระบบย่อย	
		η (%)	ϵ (%)	kcal/season	%
1985-86 (99 วัน)	1) ระบบผลิตไอน้ำ	80.0	24.9	1.585×10^{11}	70.7
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	9.8	29.1	2.784×10^9	11.3
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	85.0	85.0	3.949×10^7	13.8
	4) ระบบหีบอ้อย	12.4	35.2	2.040×10^9	9.2
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	64.2	28.9	1.865×10^{10}	54.9

5.7 การอภิปรายผลที่ได้จากการปรับปรุง

จากตาราง 5.4 จะเห็นได้ว่า การทำลายเอ็กเซอร์ซีในระบบผลิตไอน้ำลดลงเหลือประมาณ 71 % จากเดิม 72 % เมื่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบนี้เพิ่มขึ้นเป็น 80% จากเดิม 75% นอกจากนี้การทำลายเอ็กเซอร์ซีในกระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อยก็ลดลงเล็กน้อยหลังจากการปรับปรุงข้างต้น ในทางตรงข้าม การทำลายเอ็กเซอร์ซีในระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหันกลับเพิ่มขึ้นเป็น 11.3% จากเดิมประมาณ 9% เนื่องจากเครื่องที่ติดตั้งใหม่มีขนาดโตเกินไป (เพื่อการขยายกำลังผลิตในอนาคต) ดังนั้นการปั่นไฟฟ้าจึงทำที่ภาระค่อนข้างต่ำ ทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเครื่องผลิตไฟฟ้านลดลงเล็กน้อยหลังการปรับปรุง ผลก็คือ การทำลายของเอ็กเซอร์ซีเกิดมากขึ้นกว่าเดิม

ดังแสดงไว้ในรูป 5.2, 5.4 และ 5.5 ประโยชน์ที่เห็นได้ชัดเจนจากการปรับปรุง ก็คือ

1. ปริมาณพลังงานรวม (ไฟฟ้า, น้ำมันเตา, น้ำมันดีเซล) ที่ซื้อมาใช้ในโรงงานลดลงอย่างมากหลังการปรับปรุง (เหลือประมาณ 1 ใน 3 ของค่าเฉลี่ยของฤดูก่อนการปรับปรุง)

2. นอกจากนี้ การลดปริมาณการซื้อไฟฟ้าซึ่งมีราคาแพงสุดต่อล้าน kcal ยังช่วยให้ประหยัดค่าใช้จ่ายพลังงานได้อีกต่อหนึ่งด้วย

3. ปริมาณพลังงานที่ซื้อใช้ต่อตันน้ำตาลก็ลดลงเหลือประมาณ 1 ใน 4 ของค่าเฉลี่ยของฤดูก่อนการปรับปรุง

สาเหตุสำคัญที่สามารถลดค่าใช้จ่ายพลังงาน และปริมาณพลังงานที่ซื้อต่อตันน้ำตาลได้มากเพียงนี้ ก็เพราะหม้อไอน้ำที่โตขึ้น ช่วยให้สามารถผลิตไอน้ำและไฟฟ้าที่ตนเองมากขึ้น โดยใช้กากอ้อยที่เหลือใช้แต่เดิมให้เป็นประโยชน์สูงสุดนั่นเอง



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การวิเคราะห์และเปรียบเทียบผลที่ได้รับจากการปรับปรุง

ในบทนี้ จะวิเคราะห์และเปรียบเทียบการใช้พลังงานของโรงงานน้ำตาล ก่อนและหลังการปรับปรุง ซึ่งได้กล่าวรายละเอียดไว้ในบทที่ 5

6.1 แผนผังการไหลของพลังงานและของเอ็กเซอร์ยีสำหรับทั้งโรงงาน

รูป 6.1 และ 6.2 เป็นแผนผังการไหลของพลังงาน (energy flow diagram) และแผนผังการไหลของเอ็กเซอร์ยี (exergy flow diagram) ของโรงงานน้ำตาลก่อนการปรับปรุง (ผลเฉลี่ยของสามฤดู ก่อนการปรับปรุง) ส่วนรูป 6.3 และ 6.4 เป็นแผนผังการไหลของพลังงาน และแผนผังการไหลของเอ็กเซอร์ยีของโรงงาน หลังการปรับปรุง (ฤดู 1985-1986)

จากรูป 6.1 และ 6.3 จะเห็นได้ว่า ในอดีตและในปัจจุบันมากกว่า 99% ของพลังงานทั้งหมดที่ใช้ในโรงงานแห่งนี้ ได้มาจากกากอ้อยซึ่งเป็นวัสดุทิ้งจากโรงงาน ดังนั้นโรงงานแห่งนี้เป็นตัวอย่งที่ดีของการใช้วัสดุทิ้งทางการเกษตรอย่างมีประสิทธิภาพ และช่วยให้สามารถประหยัดค่าใช้จ่ายพลังงาน (น้ำมันเตาและไฟฟ้าที่ต้องซื้อใช้) ได้เป็นจำนวนมาก อนึ่ง ประมาณ 50% ของพลังงานที่ใช้ในโรงงานทั้งหมด ถูกใช้งานให้เป็นประโยชน์ในการหีบอ้อย (ประมาณ 4%) และในการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย (ประมาณ 45 - 48%) นอกจากนี้ คอนเดนเสทที่ออกจากโรงงานก็มีพลังงานความร้อนประมาณ 10% ของพลังงานทั้งหมดที่ใช้ในโรงงาน ดังนั้น การปรับปรุงระบบการเก็บกลับคอนเดนเสท กลับมาใช้ประโยชน์ใหม่ จึงเป็นเรื่องที่ควรจะศึกษาเพิ่มเติมอย่างละเอียด อนึ่ง ควรมีการศึกษาวิธีการเก็บกลับความร้อนทิ้งจากไอเสียจากหม้อไอน้ำ (ประมาณ 18% ของพลังงานทั้งหมด) กลับมาใช้ประโยชน์เพิ่มขึ้นด้วย

ในแง่ของเอ็กเซอร์ยีแล้ว (ดูรูป 6.2 และ 6.4) จะเห็นได้ว่า สิ่งที่แตกต่างกันมากก่อนและหลังการปรับปรุงคือ เอ็กเซอร์ยีที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ของการสันดาปในระบบผลิตไอน้ำ หลังการปรับปรุง เอ็กเซอร์ยีส่วนนี้ได้ลดลงทั้ง ๆ ที่

เอ็กเซอร์ชี่ที่หนีออกไปกับไอเสียยังมีปริมาณใกล้เคียงกับของเดิม เหตุที่เป็นเช่นนี้ เพราะหม้อไอน้ำที่ติดตั้งเปลี่ยนใหม่มีสมรรถนะสูงกว่าของเก่าที่ใช้งานมานาน

สิ่งที่ควรระวังเพื่อป้องกันความสับสนในที่นี้คือ พลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ที่เข้าออกของทั้งโรงงานในรูป 6.1 - 6.4 นั้น ไม่แสดงถึงการไหลเข้าออกของพลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ระหว่างระบบย่อยในโรงงาน เช่น ไม่ได้แสดงว่าไฟฟ้าถูกผลิตขึ้นในระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหันมีจำนวนเท่าไร และไฟฟ้านี้ถูกส่งไปใช้ในสำนักงานและในกระบวนการผลิตในอัตราส่วนเท่าใด เป็นต้น

6.2 การเปรียบเทียบพลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ที่ป้อนเข้าระบบย่อยก่อนและหลังการปรับปรุง

ตาราง 6.1 แสดงการป้อนพลังงาน (ไฟฟ้าและความร้อน) และเอ็กเซอร์ชี่ต่อหน่วยผลผลิตน้ำตาลในแต่ละฤดู ก่อนและหลังการปรับปรุง ส่วนตาราง 6.2 เปรียบเทียบการป้อนพลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ต่อหน่วยผลผลิตระหว่างฤดูเฉลี่ยก่อนการปรับปรุง และฤดูหลังการปรับปรุง สิ่งที่ควรสังเกตในที่นี้คือ เนื่องจากปริมาณการผลิตน้ำตาลใน 3 ฤดู ก่อนการปรับปรุงนั้นไม่เท่ากัน ดังนั้น การหาค่าเฉลี่ยต่อหน่วยผลผลิตอย่างถูกต้องนั้น จะต้องทำการวิเคราะห์ค่าดังกล่าวของแต่ละฤดูก่อน แล้วจึงนำมาถ่วงเฉลี่ยเชิงเลขคณิตได้

สิ่งที่ควรสังเกตอีกข้อหนึ่งคือ ผลรวมของพลังงานทั้งหมดที่ป้อนเข้าระบบย่อยจะมากกว่าพลังงานทั้งหมดที่นำเข้าไปในโรงงาน ทั้งนี้เพราะส่วนหนึ่งของพลังงานที่ป้อนเข้าระบบย่อยสามารถไหลผ่านออกไปเข้าอีกระบบย่อยหนึ่งได้ ยกตัวอย่างเช่น ไอน้ำความดันสูงที่ป้อนเข้าระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน ส่วนหนึ่งจะกลายเป็นไอน้ำความดันต่ำ แล้วไหลเข้ากระบวนการผลิตต่อไป ข้อสังเกตทำนองเดียวกันนี้ใช้กับเอ็กเซอร์ชี่ที่ป้อนเข้าได้ด้วย

จากตาราง 6.1 จะเห็นได้ว่า ระบบย่อยที่ป้อนพลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ต่อหน่วยผลผลิตเข้ามากที่สุด คือ ระบบผลิตไอน้ำ เพราะโรงงานผลิตน้ำตาลใช้พลังงานความร้อน (ในรูปของไอน้ำ) เป็นส่วนใหญ่ แม้กระทั่งไฟฟ้าที่ใช้ในโรงงานนี้เกือบทั้งหมด ก็ผลิตขึ้นโดยใช้ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหันไอน้ำ ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว กากอ้อยเป็นเชื้อเพลิงหลักที่ใช้ผลิตไอน้ำในโรงงานแห่งนี้ ส่วนระบบย่อยที่ป้อนพลังงานและเอ็กเซอร์ชี่ต่อหน่วยผลผลิตเข้ามากเป็นอันดับสองคือ กระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย

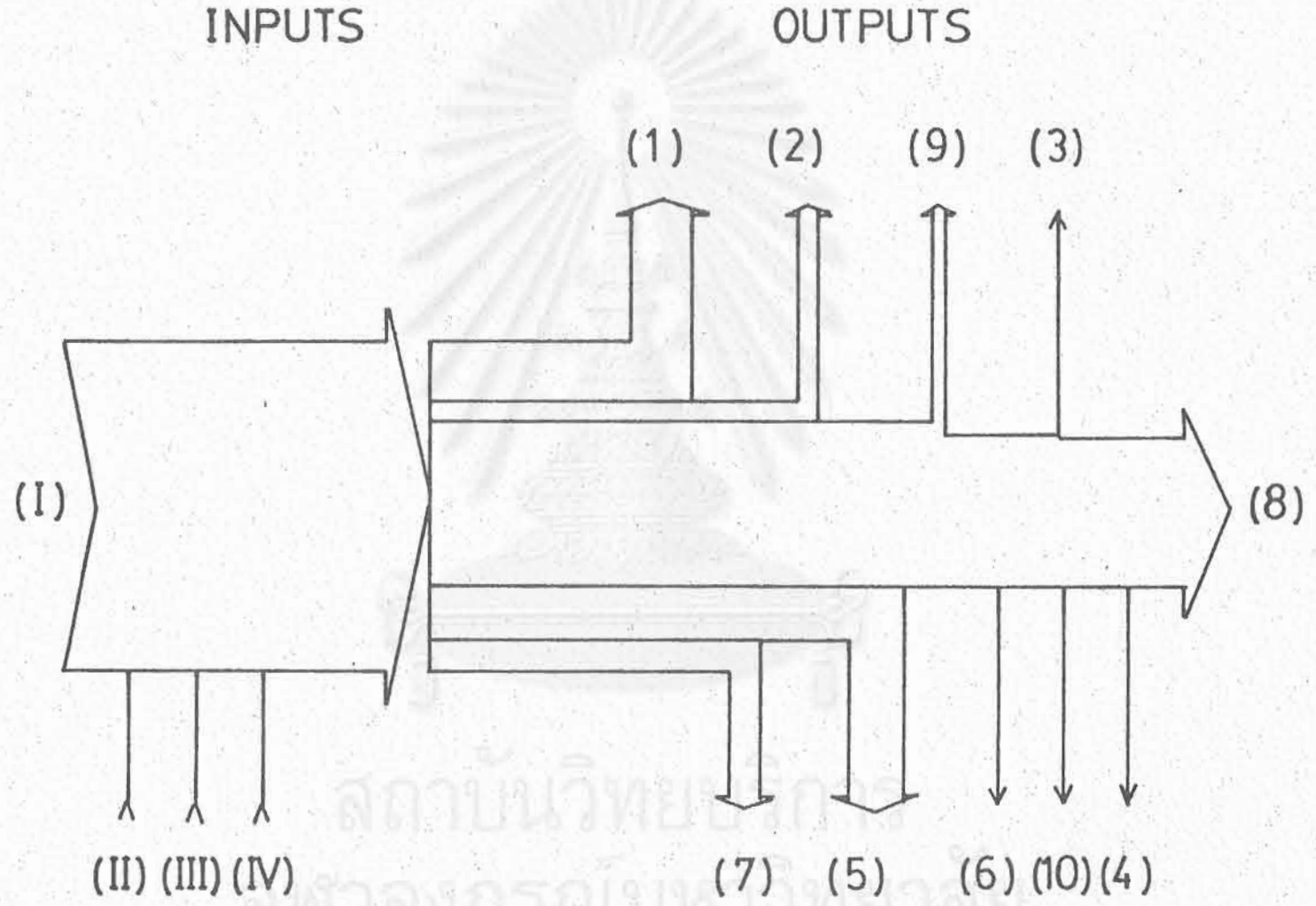
จากตาราง 6.2 จะเห็นได้ว่า พลังงานและเอ็กเซอร์ยีต่อหน่วยผลผลิตที่ป้อนเข้าระบบผลิตไอน้ำลดลงอย่างเห็นได้ชัดหลังการปรับปรุง เพราะหม้อไอน้ำที่ซื้อใหม่มีสมรรถนะสูงกว่าหม้อไอน้ำเดิมที่ใช้งานมานาน นอกจากนี้ความจำเป็นของการผลิตไอน้ำความดันสูงโดยหม้อไอน้ำก็น้อยลง ทั้งนี้เพราะมีการปั่นไฟฟ้าโดยกังหันไอน้ำเพิ่มขึ้น ทำให้มีไอน้ำความดันต่ำออกไปใช้ประโยชน์ในกระบวนการผลิตเพิ่มขึ้น ข้อสรุปดังกล่าวนี้ จะเห็นได้ชัดจากพลังงานและเอ็กเซอร์ยีที่ป้อนเข้ากระบวนการผลิต จากตาราง 6.2 จะเห็นได้ว่าพลังงานต่อหน่วยผลผลิตที่ป้อนเข้ากระบวนการผลิตกลับสูงขึ้นเล็กน้อยหลังการปรับปรุง แต่เอ็กเซอร์ยีต่อหน่วยผลผลิตกลับลดลงอย่างมาก เหตุที่เป็นเช่นนี้หมายความว่า พลังงานความร้อนที่ป้อนเข้ากระบวนการผลิตหลังการปรับปรุงมีคุณภาพ (คุณค่า) ของพลังงานน้อยลงประมาณ 20% นั่นคือ มีไอน้ำความดันต่ำในอัตราส่วนสูงขึ้น เมื่อเทียบกับก่อนการปรับปรุง แต่สถานการณ์ดังกล่าวก็ไม่มีปัญหาอย่างไรต่อกระบวนการผลิต ซึ่งต้องการใช้ไอน้ำความดันต่ำค่อนข้างมากอยู่แล้ว ผลก็คือปริมาณไอน้ำความดันสูงที่ต้องใช้ในกระบวนการผลิตมีน้อยลง ทำให้ระบบผลิตไอน้ำสามารถผลิตไอน้ำความดันสูงน้อยลงอย่างเห็นได้ชัด หลังการปรับปรุงสรุปแล้ว โรงงานแห่งนี้สามารถประหยัดพลังงานอย่างได้ผล โดยการทำให้ cogeneration มากขึ้น

6.3 สรุป

ในบทนี้ เราได้แสดงถึงการไหลเข้าออกของพลังงาน และเอ็กเซอร์ยีของทั้งโรงงาน ในหัวข้อ 6.1 และชี้ให้เห็นว่า ข้อมูลดังกล่าวมีประโยชน์อย่างไรในการกำหนดแนวทางศึกษาเพิ่มเติมเพื่อลดการใช้พลังงานในโรงงาน

ส่วนในหัวข้อ 6.2 ก็ชี้ให้เห็นประโยชน์ในการแสดงพลังงาน และเอ็กเซอร์ยีที่ป้อนเข้าแต่ละระบบย่อย ว่าอัตราส่วนระหว่างเอ็กเซอร์ยีที่ป้อนเข้ากับพลังงานที่ป้อนเข้านั้นจะเป็นดัชนีบอกคุณภาพ (คุณค่า) ของพลังงานที่ป้อนเข้า ในกรณีของโรงงานแห่งนี้ การป้อนพลังงานที่มีคุณภาพพอเหมาะกับความต้องการของกระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย จะช่วยให้ประหยัดค่าใช้จ่ายพลังงานของทั้งโรงงานได้ โดยการทำให้ cogeneration ให้มากขึ้น

รูปที่ 6.1 Energy flow diagram of sugar plant before improvement
(1982-1985 seasons)



Legend of Fig 6.1

พลังงานขาเข้าของทั้งโรงงาน

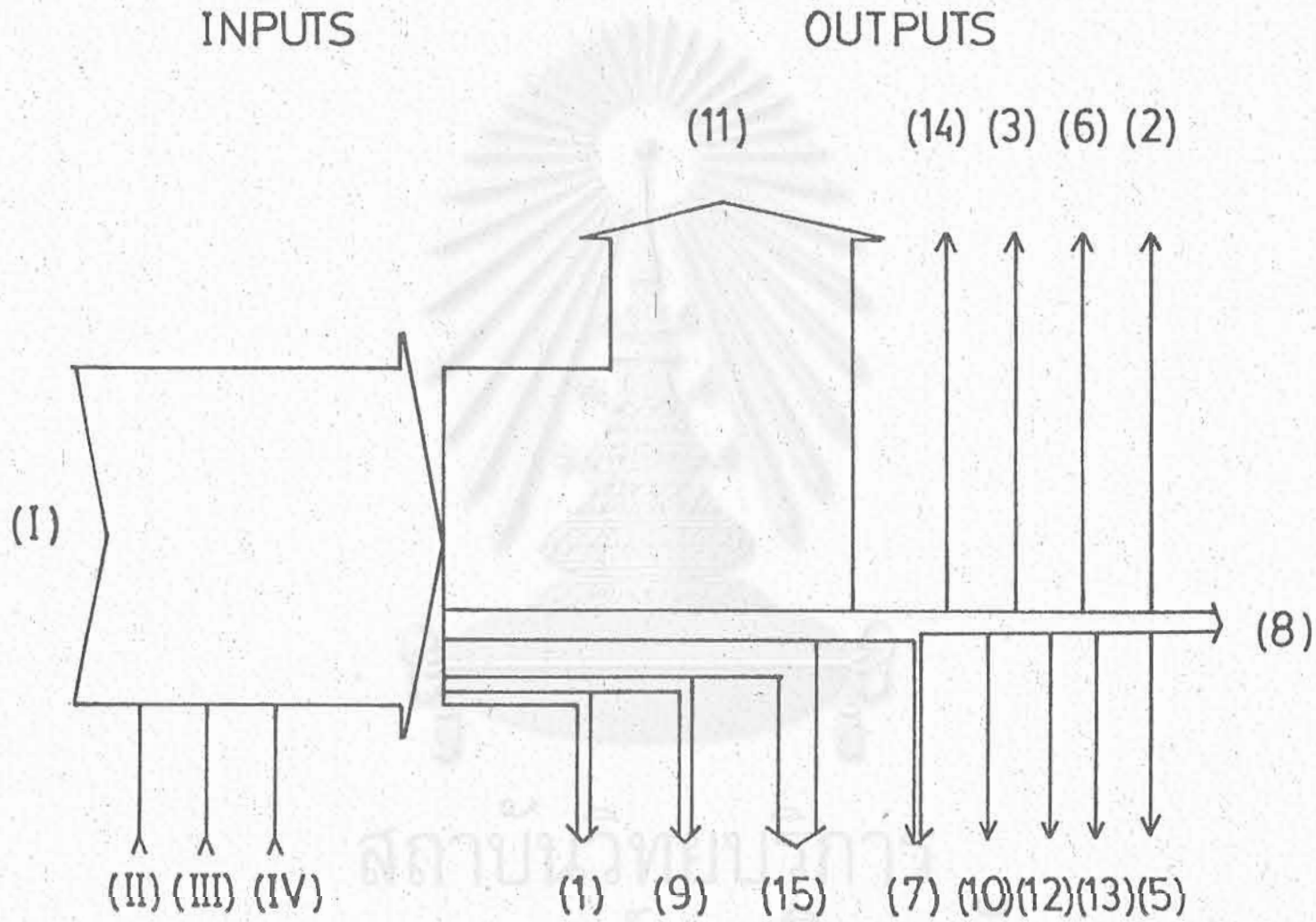
(I)	พลังงานนำเข้าโดยกากอ้อย	1.970×10^{11} kcal	(99.1%)
(II)	พลังงานนำเข้าโดยไฟฟ้าที่ซื้อ	4.138×10^8 kcal	(0.2%)
(III)	พลังงานนำเข้าโดยน้ำมันเตา	6.467×10^8 kcal	(0.3%)
(IV)	พลังงานนำเข้าโดยน้ำมันดีเซล	2.081×10^8 kcal	(0.4%)
	รวม	1.983×10^{11} kcal	100%

พลังงานขาออกของทั้งโรงงาน

(1)	พลังงานที่หนีออกไปกับไอเสียจากระบบผลิตไอน้ำ	3.570×10^{10} kcal	(18.00%)
(2)	พลังงานที่หนีออกจากระบบผลิตไอน้ำ	1.371×10^{10} kcal	(6.91%)
(3)	พลังงานที่หนีออกจากเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.051×10^9 kcal	(0.53%)
(4)	พลังงานที่หนีออกจากเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบดีเซล	3.13×10^7 kcal	(0.02%)
(5)	พลังงานที่หนีออกจากกระบวนการผลิต	2.972×10^{10} kcal	(14.99%)
(6)	พลังงานที่หนีออกจากระบบหีบอ้อย	1.331×10^9 kcal	(0.67%)
(7)	พลังงานที่หนีออกไปกับคอนเดนเสต	1.978×10^{10} kcal	(9.97%)
(8)	พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในกระบวนการผลิต	8.915×10^{10} kcal	(44.96%)
(9)	พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในระบบหีบอ้อย	7.554×10^9 kcal	(3.81%)
(10)	พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในสำนักงาน	1.37×10^8 kcal	(0.07%)
	รวม	1.983×10^{11} kcal	100%

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รูปที่ 6.2 Energy flow diagram of sugar plant before improvement (1982-1985 seasons)



Legend of Fig 6.2

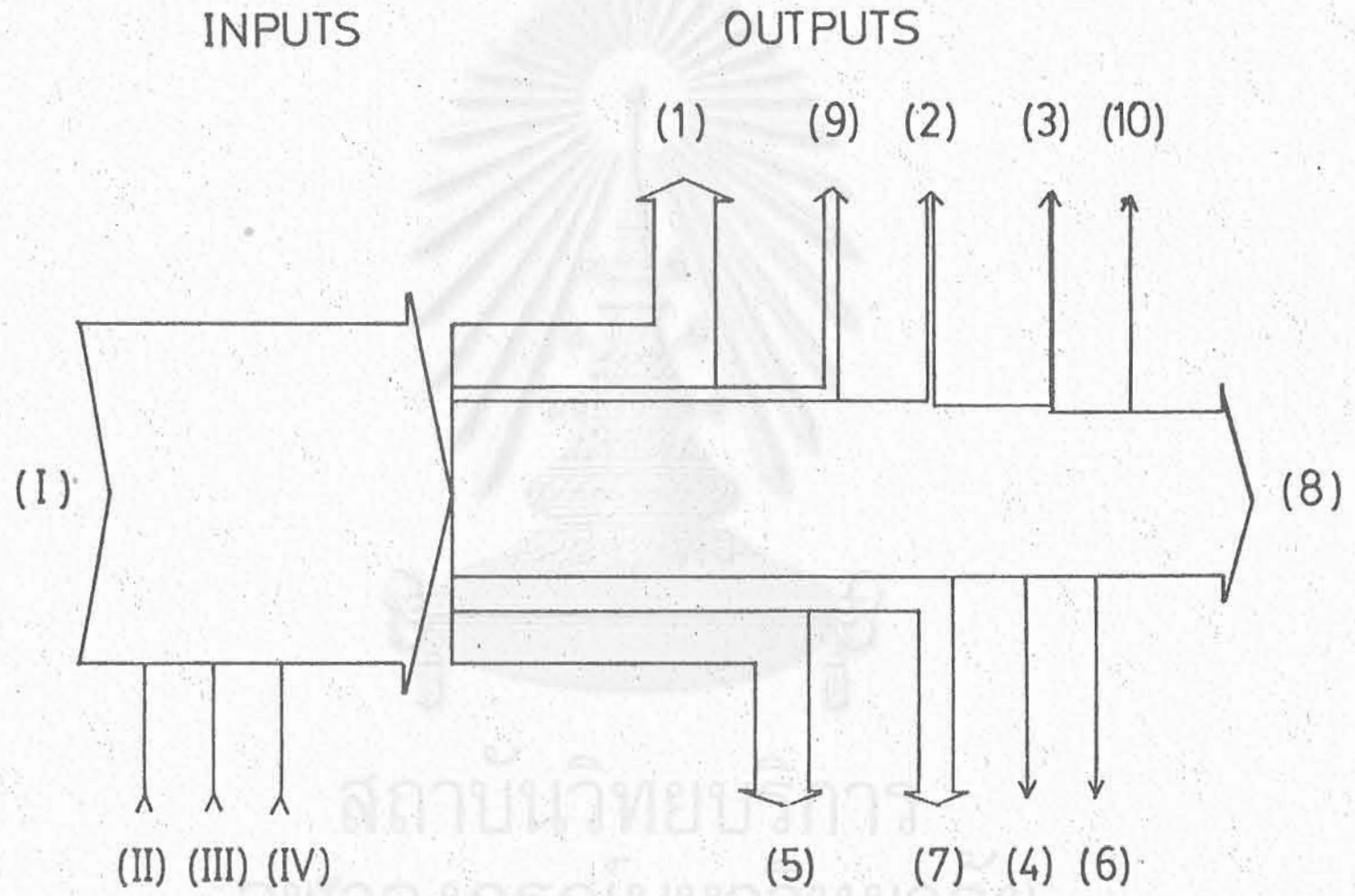
เอ็กเซอร์ยีซาเข้าของทั้งโรงงาน

(I)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยกากอ้อย	2.127×10^{11} kcal (99.39%)
(II)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยไฟฟ้าที่ซื้อ	4.138×10^9 kcal (0.19%)
(III)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยน้ำมันเตา	6.467×10^9 kcal (0.30%)
(IV)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยน้ำมันดีเซล	2.081×10^9 kcal (0.12%)
	รวม	2.140×10^{11} kcal

เอ็กเซอร์ยีซาออกของทั้งโรงงาน

(1)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกไปกับไอเสียจากระบบผลิตไอน้ำ	8.533×10^9 kcal (3.99%)
(2)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากระบบผลิตไอน้ำ	1.061×10^9 kcal (0.50%)
(3)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	8.136×10^7 kcal (0.04%)
(4)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบดีเซล	2.424×10^9 kcal (0.001% 0%)
(5)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกมาจากกระบวนการผลิต	2.300×10^9 kcal (1.07%)
(6)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากระบบหีบอ้อย	1.030×10^9 kcal (0.05%)
(7)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกไปกับคอนเดนเสด	2.636×10^9 kcal (1.23%)
(8)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ใช้ประโยชน์ในกระบวนการผลิต	1.168×10^{10} kcal (5.46%)
(9)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ใช้ประโยชน์ในระบบหีบอ้อย	7.556×10^9 kcal (3.53%)
(10)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ใช้ประโยชน์ในสำนักงาน	1.37×10^9 kcal (0.06%)
(11)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในระบบผลิตไอน้ำ	1.540×10^{11} kcal (71.97%)
(12)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.664×10^9 kcal (0.78%)
(13)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบดีเซล	2.896×10^7 kcal (0.01%)
(14)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในระบบหีบอ้อย	1.981×10^9 kcal (0.93%)
(15)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในกระบวนการผลิต	2.220×10^{10} kcal (10.38%)
	รวม	2.140×10^{11} kcal

รูปที่ 6.3 Energy flow diagram of sugar plant after improvement
(1985-1986 season)



Legend of Fig 6.3

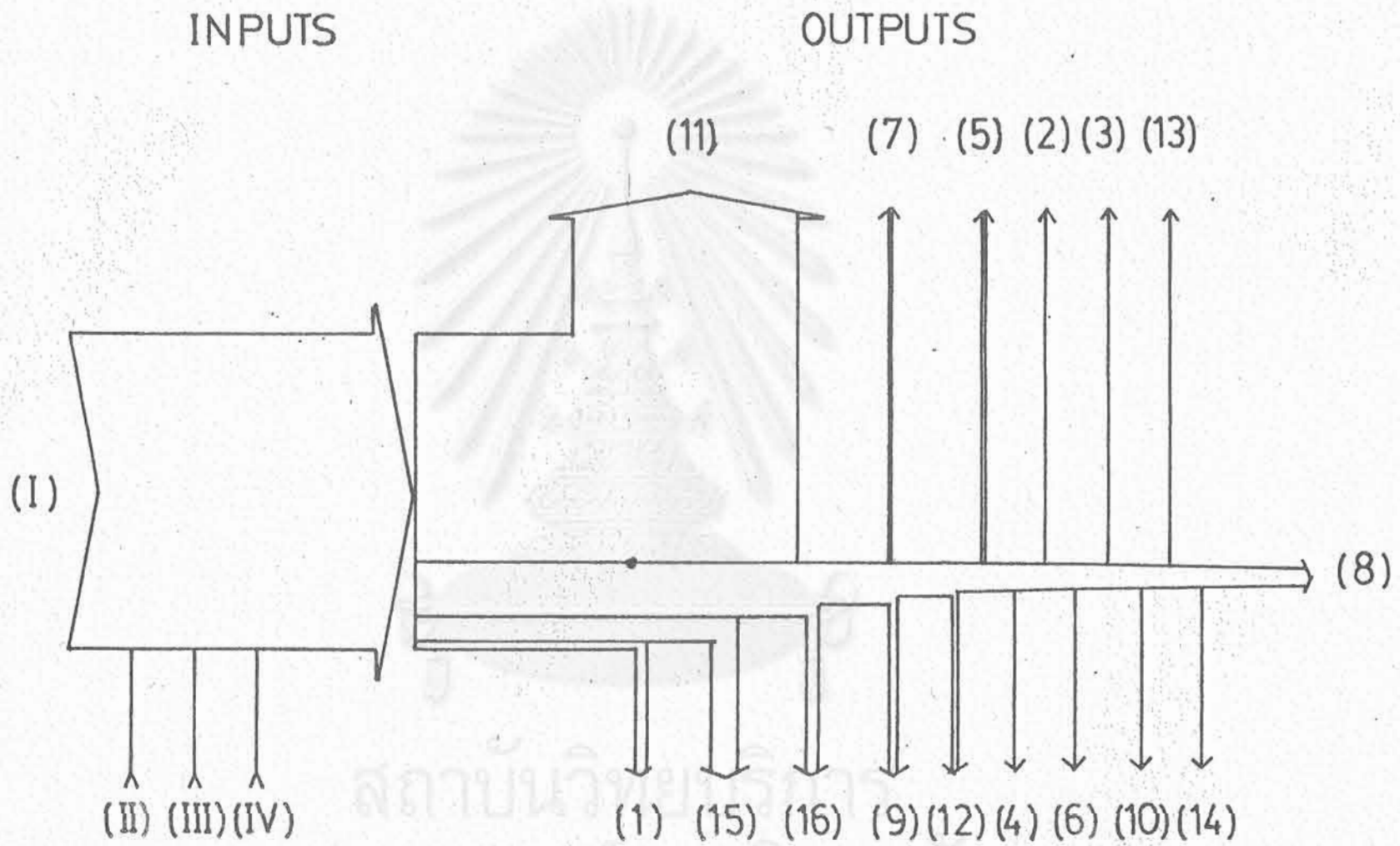
พลังงานขาเข้าของทั้งโรงงาน

(I) พลังงานนำเข้าไปโดยกากอ้อย	2.07×10^{11}	kcal (99.62%)
(II) พลังงานนำเข้าไปโดยไฟฟ้าที่ซื้อ	4.14×10^8	kcal (0.19%)
(III) พลังงานนำเข้าไปโดยน้ำมันเตา	1.100×10^8	kcal (0.05%)
(IV) พลังงานนำเข้าไปโดยน้ำมันดีเซล	2.853×10^8	kcal (0.14%)
รวม	2.078×10^{11}	kcal

พลังงานขาออกทั้งโรงงาน

(1) พลังงานที่หนีออกไปกับไอเสียจากระบบผลิตไอน้ำ	3.746×10^{10}	kcal (18.01%)
(2) พลังงานที่หนีออกจากระบบผลิตไอน้ำ	3.942×10^9	kcal (1.90%)
(3) พลังงานที่หนีออกจากเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	2.02×10^9	kcal (0.97%)
(4) พลังงานที่หนีออกจากเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบดีเซล	4.280×10^8	kcal (0.21%)
(5) พลังงานที่หนีออกจากกระบวนการผลิต	3.322×10^{10}	kcal (15.97%)
(6) พลังงานที่หนีออกจากระบบหีบอ้อย	1.365×10^9	kcal (0.66%)
(7) พลังงานที่หนีออกไปกับคอนเดนเสต	2.213×10^{10}	kcal (10.64%)
(8) พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในกระบวนการผลิต	9.965×10^{10}	kcal (47.90%)
(9) พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในระบบหีบอ้อย	7.785×10^9	kcal (3.74%)
(10) พลังงานที่ใช้ประโยชน์ในสำนักงาน	1.37×10^8	kcal (0.07%)
รวม	2.08×10^{11}	kcal

รูปที่ 6.4 Exergy flow diagram of sugar plant after improvement (1985-1986 season)



Legend of Fig 6.4

เอ็กเซอร์ยีซาเข้าของทั้งโรงงาน

(I)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยกากอ้อย	2.236×10^{11} kcal	(99.64%)
(II)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยไฟฟ้าที่ซื้อ	4.140×10^9 kcal	(0.18%)
(III)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยน้ำมันเตา	1.10×10^9 kcal	(0.05%)
(IV)	เอ็กเซอร์ยีซาเข้าโดยน้ำมันดีเซล	2.853×10^9 kcal	(0.13%)
	รวม	2.244×10^{11} kcal	

เอ็กเซอร์ยีซาออกของทั้งโรงงาน

(1)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกไปกับไอเสียจากระบบผลิตไอน้ำ	8.953×10^9 kcal	(3.99%)
(2)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากระบบผลิตไอน้ำ	3.051×10^9 kcal	(0.14%)
(3)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.563×10^9 kcal	(0.07%)
(4)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบดีเซล	3.313×10^9 kcal	(0.02%)
(5)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากกระบวนการผลิต	2.571×10^9 kcal	(1.20%)
(6)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกจากระบบหีบอ้อย	1.057×10^9 kcal	(0.05%)
(7)	เอ็กเซอร์ยีซาที่หนีออกไปกับคอนเดนเสต	2.947×10^9 kcal	(1.31%)
(8)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ใช้ประโยชน์ในกระบวนการผลิต	9.817×10^9 kcal	(4.37%)
(9)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ใช้ประโยชน์ในระบบหีบอ้อย	7.785×10^9 kcal	(3.47%)
(10)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ใช้ประโยชน์ในสำนักงาน	1.37×10^9 kcal	(0.06%)
(11)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในระบบผลิตไอน้ำ	1.588×10^{11} kcal	(70.77%)
(12)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	2.784×10^9 kcal	(1.24%)
(13)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบดีเซล	3.949×10^7 kcal	(0.02%)
(14)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในระบบหีบอ้อย	2.040×10^9 kcal	(0.91%)
(15)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ถูกทำลายเนื่องจาก irreversibility ในกระบวนการผลิต	1.865×10^{10} kcal	(8.31%)
(16)	เอ็กเซอร์ยีซาที่ไม่สามารถนับได้ (uncounted)	9.3×10^9 kcal	(4.14%)
	รวม	2.244×10^{11} kcal	

ตาราง 6.1 การป้อนพลังงาน (ความร้อน+ไฟฟ้า) และเอ็กเซอร์ยีต่อหน่วย
ผลผลิตแต่ละฤดู

ฤดูการผลิต (ปีค.ศ.)	ระบบย่อย	พลังงานที่ป้อน แต่ละระบบ	พลังงานที่ ป้อนรวม	เอ็กเซอร์ยี ที่ป้อนแต่ละ ระบบ	เอ็กเซอร์ยี ที่ป้อนรวม
		(x 10 ⁵ kcal/ton sugar)			
1982-83	1) ระบบผลิตไอน้ำ	6.28		6.78	
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.78		0.60	
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.05	14.47	0.05	9.35
	4) ระบบหีบอ้อย	1.95		0.68	
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.41		1.24	
1983-84	1) ระบบผลิตไอน้ำ	6.33		6.83	
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.79		0.60	
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.08	14.53	0.08	9.43
	4) ระบบหีบอ้อย	1.88		0.66	
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.45		1.26	
1984-85	1) ระบบผลิตไอน้ำ	5.79		6.25	
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.64		0.55	
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.07	13.42	0.07	8.65
	4) ระบบหีบอ้อย	1.87		0.66	
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.05		1.12	

ฤดูการผลิต (ปีค.ศ.)	ระบบย่อย	พลังงานที่บ่อน แต่ละระบบ	พลังงานที่ บ่อนรวม	เอ็กเซอร์จี้ ที่บ่อนแต่ละ ระบบ	เอ็กเซอร์จี้ ที่บ่อนรวม
		(x 10 ⁵ kcal/ton sugar)			
เฉลี่ย 1982-85	1) ระบบผลิตไอน้ำ	6.13		6.62	
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.74		0.58	
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.07	14.14	0.07	9.15
	4) ระบบหีบอ้อย	1.90		0.67	
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.30		1.21	
1985-86	1) ระบบผลิตไอน้ำ	5.87		6.35	
	2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	2.08		0.70	
	3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.08	14.22	0.08	8.72
	4) ระบบหีบอ้อย	1.79		0.63	
	5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.40		0.96	

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง 6.2 การเปรียบเทียบการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต และการใช้
เอ็กเซอร์จี้ต่อหน่วยผลผลิตของทั้งโรงงาน ก่อนและหลังการปรับปรุง

ชื่อระบบย่อย	ฤดูการผลิต ปี (ค.ศ.)					
	(x 10 ⁶ kcal/ton sugar)					
	เฉลี่ย 1982-85		1985 - 1986		ผลต่าง	
	พลังงาน	เอ็กเซอร์จี้	พลังงาน	เอ็กเซอร์จี้	พลังงาน	เอ็กเซอร์จี้
1) ระบบผลิตไอน้ำ	6.13	6.62	5.87	6.35	-0.26	-0.27
2) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน	1.74	0.58	2.08	0.70	0.34	0.12
3) ระบบผลิตไฟฟ้าแบบดีเซล	0.07	0.07	0.08	0.08	0.01	0.01
4) ระบบหีบอ้อย	1.85	0.62	1.75	0.59	-0.10	-0.03
5) กระบวนการผลิตน้ำตาล	4.15	1.05	4.22	0.79	0.07	-0.26
Totat plant	13.94	8.94	14.00	8.51	0.16	-0.43

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 7

การประเมินผลทางเศรษฐศาสตร์ของการดำเนินการปรับปรุง

7.1 ข้อมูลการใช้พลังงานในฤดูก่อนและหลังการปรับปรุง

ตาราง 7.1 รวบรวมข้อมูลพื้นฐานเกี่ยวกับสถานการณ์การผลิต และการใช้พลังงานก่อนและหลังการปรับปรุง สิ่งที่ต้องสังเกตคือ ตารางนี้ยังใช้วิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์ไม่ได้ทันที เนื่องจากปริมาณการผลิตแต่ละฤดูไม่เท่ากัน ดังนั้นต้องวิเคราะห์พลังงาน/ตันน้ำตาล

ตาราง 7.1 ข้อมูลพื้นฐานเกี่ยวกับสถานการณ์การผลิตและการใช้พลังงานก่อนและหลังการปรับปรุง

ฤดูหีบอ้อย	ก่อนการปรับปรุง				หลังการปรับปรุง	ผลต่างต่อฤดู (หลัง)-(ก่อน)
	2524/25	2525/26	2526/27	ค่าเฉลี่ยต่อฤดู	2527/28	
จำนวนวันในฤดู (วัน)	138	111	97	346/3=115.33	99	-16.33
อ้อยที่หีบ (ตัน)	414,257.30	320,383.51	304,284.52	346,308.44	356,835.47	+10,527.03
น้ำตาลที่ได้ (ตัน)	37,567.00	30,038.10	28,790.80	32,132.00	35,254.30	+3,122.30
ผลผลิต (กก. น้ำตาล/ตันอ้อย)	90.69	93.76	94.62	92.78	98.80	+6.02
กากอ้อยที่ได้ (ตัน)	126,908.96	94,300.25	85,489.21	102,232.81	106,377.86	+4,145.05
วัสดุทิ้ง (กก. กากอ้อย/ตันอ้อย)	306.40	294.30	281.00	295.20	298.10	+2.90
น้ำมันเตา (ลิตร)	23,000.00	62,000.00	109,000.00	64,666.70	11,000.00*	-53,666.70*
น้ำมันดีเซล (ลิตร)	21,800.00	26,900.00	22,600.00	23,766.70	32,600.00*	+8,833.30*
ไฟฟ้าที่ซื้อ (kWh)	717,900.00	427,350.00	298,830.00	481,360.00	153,840.00*	-327,520.00*
น้ำมันเตาต่อน้ำตาล (ลิตร/ตัน)	0.6122	2.0640	3.7859	2.0125	0.3120*	-1.7005*
น้ำมันดีเซลต่อน้ำตาล (ลิตร/ตัน)	0.5803	0.8955	0.7850	0.7397	0.9247*	+0.1850*
ไฟฟ้าที่ซื้อต่อน้ำตาล (kWh/ตัน)	19.109	14.226	10.379	14.981	4.364 *	-10.617 *

* เป็นข้อมูลที่รวมถึงผลกระทบในช่วงที่อุปกรณ์รั่วซึม ดังนั้น ผลที่แท้จริงจากการปรับปรุงย่อมดีกว่าตัวเลขที่แสดงไว้ ณ ที่นี้

7.2 การวิเคราะห์ต้นทุนพลังงานที่ซื้อใช้ต่อตันผลผลิตน้ำตาล

สมมติฐาน 1) ใช้ราคาลงงานของฤดู 1985-86 เป็นเกณฑ์ในการคำนวณดังต่อไปนี้

ราคาน้ำมันเตา	=	4.375	บาท/ลิตร (437.5	บาท/ล้าน kcal)
ราคาน้ำมันดีเซล	=	6.7	บาท/ลิตร (765.7	บาท/ล้าน kcal)
ราคาไฟฟ้าเฉลี่ย	=	3.8	บาท/ลิตร (4,418.6	บาท/ล้าน kcal

ในไฟฟ้า หรือ 1,325.6 บาท/ล้าน kcal ความร้อน
ถ้าให้ประสิทธิภาพในการผลิตไฟฟ้าเท่ากับ 30%

ตาราง 7.2 สรุปปริมาณและค่าใช้จ่ายไฟฟ้า, น้ำมันเตา และน้ำมันดีเซลที่ซื้อใช้ต่อตันน้ำตาลในแต่ละฤดู ก่อนและหลังการปรับปรุง จะเห็นได้ว่า ค่าใช้จ่ายทางด้านน้ำมันเตาลดลงอย่างมาก เนื่องจากหม้อไอน้ำมีขนาดโตขึ้นหลังการปรับปรุง ทำให้เผาากอ้อยได้มากขึ้นโดยไม่ต้องใช้น้ำมันเตาเป็นเชื้อเพลิงเสริมในการเร่งผลิตไอน้ำ ในเวลาที่ความต้องการไอน้ำขึ้นสูงกว่าปกติ ในขณะที่เดียวกัน ค่าใช้จ่ายทางด้านไฟฟ้าที่ซื้อใช้ก็ลดลงได้มาก เพราะเครื่องปั่นไฟฟ้าแบบกังหันมีขนาดโตขึ้น ทำให้สามารถปั่นไฟฟ้าขึ้นใช้เองได้อย่างเพียงพอมากขึ้น

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง 7.2 สถานภาพการใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต ก่อนและหลังปรับปรุง

	ปี.ศ. 1982-83	ปี.ศ. 1983-84	ปี.ศ. 1984-85	เฉลี่ย 1982-85	ปี.ศ. 1985-86
น้ำตาลที่ผลิตได้ (ตัน/ฤดูหีบ)	37,567.0	30,038.10	28,790.8	32,132.0	35,254.30
ไฟฟ้าที่ซื้อ (kwh/ตันน้ำตาล)	19.109	14.226	10.379	14.57	4.364
น้ำมันเตาที่ซื้อ (l/ตันน้ำตาล)	0.612	2.064	3.786	2.154	0.312
น้ำมันดีเซลที่ซื้อ (l/ตันน้ำตาล)	0.580	0.896	0.785	0.754	0.925
ราคาไฟฟ้าที่ซื้อ (บาท/ตันน้ำตาล)	72.614	54.059	39.440	55.366	16.583
ราคาน้ำมันเตา (บาท/ตันน้ำตาล)	2.678	9.030	16.563	8.805	1.365
ราคาน้ำมันดีเซล (บาท/ตันน้ำตาล)	3.888	5.799	5.260	4.982	6.195
ผลรวม (บาท/ตันน้ำตาล)	79.180	68.888	61.263	69.153	24.143

7.3 การคำนวณหาระยะเวลาคืนทุน (Payback Period)

- สมมติฐาน
- 1) เอาอัตราการผลิตฤดู 1985-86 (หลังการปรับปรุง) เป็นเกณฑ์
 - 2) กากอ้อยที่ใช้ผลิตไอน้ำถือว่าเป็นวัสดุทิ้ง (ราคาฟรี)
 - 3) ใช้ราคาล้างงานของฤดู 1985-86 เป็นเกณฑ์การคำนวณดังต่อไปนี้

ราคาน้ำมันเตา	=	4.375	บาท/ลิตร
ราคาน้ำมันดีเซล	=	6.7	บาท/ลิตร
ราคาไฟฟ้า	=	3.8	บาท/kwh

7.3.1 การวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในกรณีคิดรวมหม้อไอน้ำและเครื่องปั่นไฟแบบกึ่งหัน

การวิเคราะห์ระยะเวลาคืนทุนนี้ จะคิดโดยใช้วิธีง่ายๆ ซึ่งนิยมใช้กันในการประหยัดพลังงาน โดยมีสมมติฐานต่อไปนี้

- ก. ไม่เอาดอกเบี้ยของเงินต้นที่ได้ลงทุนไปมาคิดระยะเวลาคืนทุน
- ข. แม้ว่าในทางเทคนิค ทางโรงงานจะสามารถเพิ่มอัตราการผลิตน้ำตาลได้ก็จริง แต่ในด้านการตลาดและกฎหมาย โรงน้ำตาลแต่ละแห่งจะมีโควตาการผลิตที่ค่อนข้างแน่นอน และไม่สามารถเพิ่มอัตราการผลิตตามอำเภอใจได้ ดังนั้นจะใช้อัตราการผลิตในฤดูการผลิตปี ค.ศ. 1985-1986 เป็นเกณฑ์ในการคำนวณ ระยะเวลาคืนทุน นั่นคือถือว่าไม่มีการเพิ่มอัตราการผลิตในอนาคต เมื่อเทียบกับปี ค.ศ. 1985-1986 .

ค่าใช้จ่ายพลังงานที่ประหยัดได้หลังการปรับปรุง

$$45.01 \times 35,254.30 = 1,586,796.04 \text{ บาท/ฤดูหีบ}$$

(ดูตาราง 7.2)

ราคาเครื่องจักรอุปกรณ์ก่อนลดภาษี 40,160,525.12 บาท

ราคาเครื่องจักรอุปกรณ์หลังลดภาษี 36,556,105.55 บาท

ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาที่ลดลง เนื่องจากการปรับปรุง

120,000.00 บาท/ฤดูหีบ

ค่าใช้จ่ายอื่นเกี่ยวกับการติดตั้งและปรับปรุง 1,000,000.00 บาท

$$\begin{aligned} \text{ระยะเวลาคืนทุน} &= \frac{36,556,105.55 + 1,000,000}{1,586,796.04 + 120,000} \\ &= 22.00 \text{ ปี} \end{aligned}$$

จะเห็นได้ว่า ถึงแม้เครื่องจักรอุปกรณ์จะได้รับการผ่อนผันเรื่องภาษีเข้า เนื่องจากเป็นอุปกรณ์ประหยัดพลังงาน แต่ระยะเวลาคืนทุนของการปรับปรุงทั้งระบบผลิตไอน้ำและระบบผลิตไฟฟ้าก็ยาวนานเกินไปในแง่เศรษฐศาสตร์ ข้อดีข้อหนึ่งที่ยังมองไม่เห็นจากการปรับปรุงดังกล่าวนี้ คือโรงงานมีระบบผลิตไอน้ำและระบบผลิตไฟฟ้าที่โตขึ้น ทำให้สามารถเพิ่มปริมาณการผลิตในอนาคตได้ เมื่อสถานการณ์ทางการตลาดดีขึ้น อย่างไรก็ตามก็ไม่อาจกล่าวได้ว่า การลงทุนดังกล่าวนี้สมเหตุผลผลทางหลักเศรษฐศาสตร์นัก

7.3.2 การวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งและเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหัน

การวิเคราะห์ระยะเวลาคืนทุนนี้ จะใช้สมมุติฐาน ข้อ ก. และ ข. ใน 7.3.1 และ ข้อ ค. ต่อไปนี้

ค. เนื่องจากทางโรงงานมีความจำเป็นต้องลงทุนซื้อหม้อไอน้ำลูกใหม่อยู่แล้ว ดังนั้น ในที่นี้จะดูเพียงระยะเวลาคืนทุนของการซื้อเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหันที่มีความเหมาะสมมากที่สุดเพียงใด.

ราคาเครื่องจักรอุปกรณ์ก่อนลดภาษี	16,258,208.59	บาท
ราคาเครื่องจักรอุปกรณ์หลังลดภาษี	13,830,979.54	บาท
ค่าใช้จ่ายอื่นเกี่ยวกับการติดตั้งและปรับปรุง	200,000.00	บาท
ค่าใช้จ่ายพลังงานที่ประหยัดได้หลังการปรับปรุง		
$45.01 \times 35,254.30 =$	1,586,796.04	บาท/ฤดูหีบ

$$\begin{aligned} \text{ระยะเวลาคืนทุน} &= \frac{13,830,979.54 + 200,000}{1,586,796.04} \\ &= 8.84 \text{ ปี} \end{aligned}$$

จากการวิเคราะห์นี้จะเห็นได้ว่า แม้ว่าจะไม่คิดถึงเงินลงทุนในการเปลี่ยนหม้อไอน้ำให้โตขึ้น (ซึ่งค่อนข้างจำเป็น เพราะหม้อไอน้ำเดิมค่อนข้างเก่าและมีขนาดเล็กเกินไป) ระยะเวลาคืนทุนที่ประเมินได้หลังจากการปรับปรุงโดยคิดเงินลงทุนของเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหันอย่างเดียว ก็ยังนานเกินไปในแง่เศรษฐศาสตร์

7.4 การเปรียบเทียบประสิทธิภาพการใช้พลังงานต่อต้นผลิตภัณฑ์ ก่อนและหลังการปรับปรุง

- สมมุติฐาน 1) คัดเฉพาะไฟฟ้า (ปั่นขึ้นเอง+ซื้อ) ที่ใช้ในกระบวนการผลิตน้ำตาล (หมายถึงระบบหีบอ้อย+กระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย)
- 2) ถือว่าไอน้ำความดันต่ำ (Low Pressure) ที่ได้จากเครื่องปั่นไฟแบบกังหัน เป็นผลพลอยได้จากการปั่นไฟ ดังนั้น จะคิดเฉพาะไอน้ำความดันสูงที่ใช้ในกระบวนการผลิต

ตาราง 7.3 เปรียบเทียบสถานการณ์การใช้พลังงานต่อหน่วยผลผลิต ก่อนและหลังการปรับปรุง จากผลการวิเคราะห์เปรียบเทียบในตารางนี้ จะเห็นได้ว่า ผลรวมของพลังงานไฟฟ้าทั้งหมด และพลังงานความร้อน (ไอน้ำความดันสูง) ทั้งหมดที่ใช้ในการผลิตน้ำตาล 1 ตัน มีปริมาณลดลง 15.6% หลังจากการปรับปรุงที่กล่าวถึงในบทที่ 5 ซึ่งเป็นตัวเลขที่ค่อนข้างน่าพอใจในแง่การปรับปรุงประสิทธิภาพการใช้พลังงานของโรงงาน แต่เนื่องจากเครื่องจักรอุปกรณ์ที่สั่งซื้อเข้ามา มีราคาแพงมาก จึงทำให้ความคุ้มค่าเศรษฐศาสตร์มีไม่เพียงพอ

7.5 สรุป

ผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ในบทนี้ชี้ให้เห็นว่า การปรับปรุงสมรรถนะของกระบวนการผลิตใด ๆ ควรคำนึงถึงความคุ้มค่าเศรษฐศาสตร์ด้วย มิฉะนั้นแล้ว อาจเป็นการลงทุนที่มีระยะเวลาคืนทุนยาวนานเกินไป ทั้ง ๆ ที่ในแง่ประสิทธิภาพการใช้พลังงานแล้ว ให้ผลการประหยัดพลังงานที่ค่อนข้างสูง (สูงถึง 15%)

อนึ่ง ผู้บริหารโรงงานยังควรพิจารณาประเด็นอื่น ๆ ควบคู่กันไปด้วย เช่น การเพิ่มความสามารถในการผลิตของโรงงานในอนาคต, การใช้วัสดุทิ้ง (กากอ้อย) ที่ยังมีเหลืออยู่ให้เกิดประโยชน์สูงสุด, อายุการใช้งานของอุปกรณ์เดิมในโรงงาน เป็นต้น ซึ่งเป็นเรื่องที่น่าอภิปรายของงานวิจัยนี้

ตาราง 7.3 การเปรียบเทียบสภาพการใช้พลังงาน/ต้นน้ำตาล ก่อนและ
หลังการปรับปรุง

(วิธีคำนวณ: คิดต่อผลผลิตน้ำตาลหนึ่งตัน, ใช้ค่าเฉลี่ยต่อฤดูใน
กรณีก่อนการปรับปรุง)

รายการ	ก่อนการปรับปรุง (เฉลี่ยต่อฤดู)	หลังการปรับปรุง (ต่อฤดู)	ผลต่าง(%)
ผลผลิตน้ำตาล (ตัน/ตัน)	1.00	1.00	0.00
อ้อยที่ป้อนเข้า (ตัน/ตัน)	10.780	10.120	-6.12
กากอ้อยที่ได้ (ตัน/ตัน)	3.182	3.017	-5.19
น้ำมันเตา (ลิตร/ตัน)	2.0125	0.3120	-84.50
น้ำมันดีเซล (ลิตร/ตัน)	0.7397	0.9247	25.01
ไฟฟ้าที่ซื้อ (kWh/ตัน)	14.981	4.364	-70.87
ไฟฟ้าจากเครื่องแบบกังหัน (kWh/ตัน)	215.36	212.06	-1.53
ไฟฟ้าจากเครื่องดีเซล (kWh/ตัน)	6.020	7.527	24.02
ไฟฟ้าทั้งหมดที่ใช้ในโรงงาน (kWh/ตัน)	236.36	223.95	-5.25
ไฟฟ้าที่ใช้ในกิจกรรมอื่น (kWh/ตัน)	4.953	4.953	0.00
ไฟฟ้าทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการผลิต น้ำตาล (kWh/ตัน)	231.41	219.00	-5.36
ไอน้ำความดันสูงทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการ ผลิตน้ำตาล (kWh/ตัน)	4.0303	3.3074	-17.94
พลังงานไฟฟ้าและความร้อน (ไอน้ำ- ความดันสูง)ที่ใช้ในกระบวนการผลิต น้ำตาล (1.000 kcal/ต้นน้ำตาล)*	3625.65	3058.74	-15.64

* ไอน้ำ ($14 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$, 320°C) มีเอ็นทัลปี = 735 kcal/kg และ
ไฟฟ้า 1 kWh เทียบเท่ากับพลังงานความร้อน $860/0.3 = 2,867 \text{ kcal}$

บรรณานุกรม

1. โยชิฮิโกะ ทาคามุระ, เทคนิคการประหยัดพลังงาน ภาควิชาความร้อน , สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น), 2525, หน้า 51
2. Michael J. Moran, Availability Analysis: A Guide to Efficient Energy Use , Prentice-Hall, Inc., 1982,
3. J. M. Smith and H. C. Van Ness, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics , McGraw-Hill, Inc., 1959.
4. L. Riekert, Chem. Eng. Sci., 1974, 29, pp 1613-1620
5. B. G. Kyle, Chemical and Process Thermodynamics , Prentice-Hall, Inc., 1984.
6. O. A. Hougen, K. M. Watson and R. A. Ragatz, Chemical Process Principles , Part I, John Wiley & Sons, Inc., 1954.
7. R. A. Gaggioli and P. J. Petit, CHEMTECH , August 1977, pp 496-506
8. T. J. Kotas, Chem. Eng. Res. Des. , vol. 64, May 1986, pp 212-229
9. S. Dincer and D. Erkan, "Available Energy Analysis of a Petroleum-Refinery Operation", Applied Energy, 22, 1986, pp 157-163
10. Prida Wibulswas, "Energy Analysis in a Thai Private Hospital", paper presented at TPA, 1986.
11. มนตรี อึ้งเจริญ, การวิเคราะห์พลังงานอุณหภูมิจากโรงงานอาหารสัตว์ , วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สจ.ร., ปี 2529
12. Anusak Kritsadatan, Energy Conservation in Bang Pa-In Paper Mill Factory , 1984, Thesis, AIT, Thailand.
13. Salih Dincer, "Available Energy Analysis" , 1985, Energy Convers. Mgmt., vol. 25, No. 3, pp 309-313
14. B. Linnhoff and K. J. Carpenter, "Energy Conservation by Exergy Analysis - The Quick and Simple Way", 1981, paper presented at the Second World Congress of Chemical Engineering, Montreal, Canada.

15. D. W. Townsend, Second Law Analysis in Practice, The Chemical Engineer, October 1980, pp 628-633
16. B. Linnhoff and J. R. Flower, "Synthesis of Heat Exchanger Networks", AIChE, 24, pp 633-654
17. D. Boland and B. Linnhoff, "The Preliminary Design of Networks for Heat Exchange by Systematic Methods", The Chemical Engineer, April 1979, pp 222-228



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

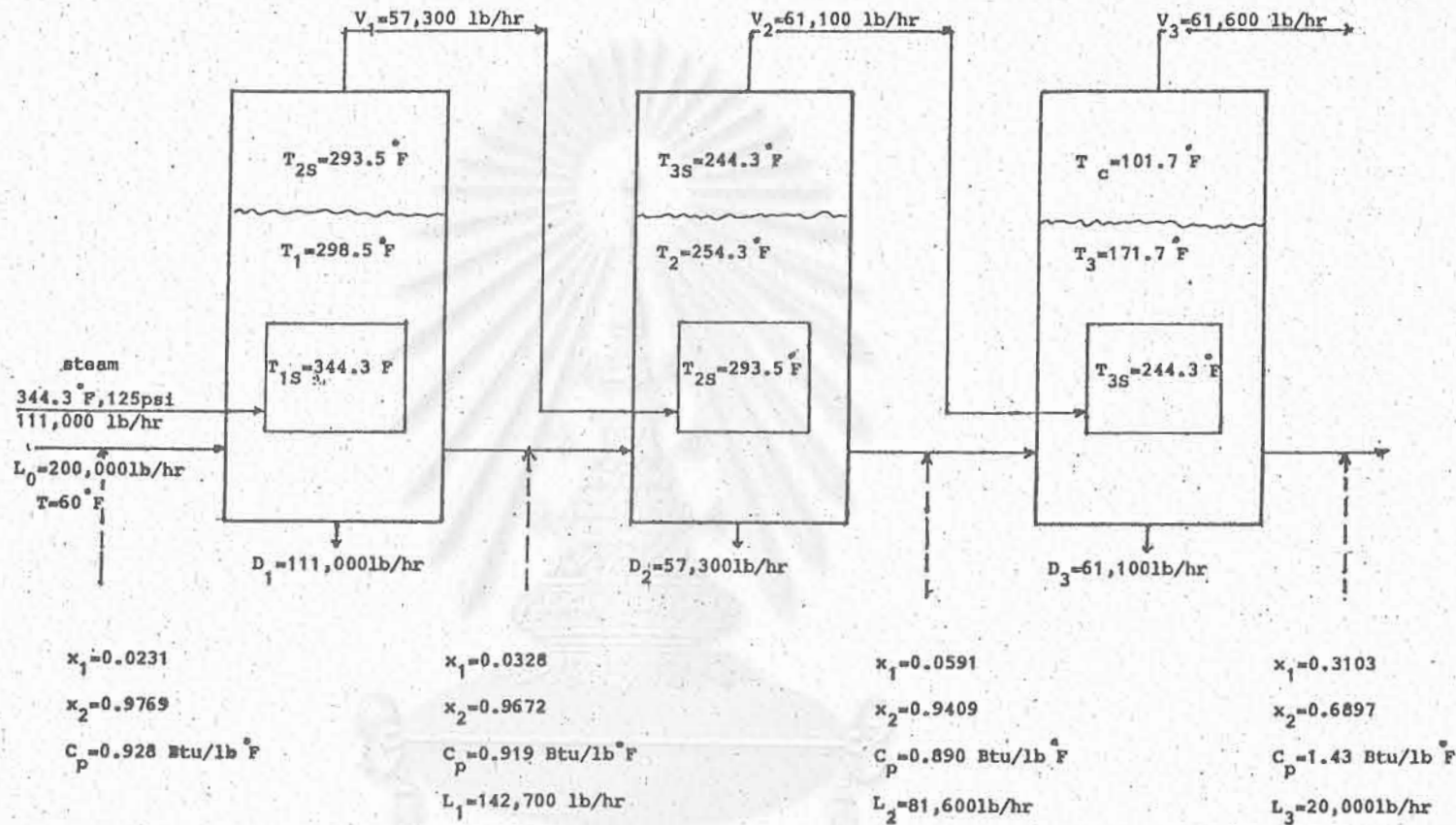
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

สูตรสำหรับคำนวณเอนทัลปีเชิงเคมีของสารบางตัว

สาร j	ex_j^{ch} (kcal/กรัม mol)
CO	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{CO} + 65.788$
CO ₂	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{CO_2} + 4.8060$
CH ₄	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{CH_4} + 198.46$
H ₂	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{H_2} + 56.235$
H ₂ O	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{H_2O} + 2.0717$
N ₂	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{N_2} + 0.16518$
H ₂ S	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{H_2S} + 189.94$
COS	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{COS} + 200.61$
O ₂	$ex^{ch} = 0.59248 \ln x_{O_2} + 0.94328$
S	$ex^{ch} = 139.54$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ ก.1 Triple-effect Evaporator

ภาคผนวก ข

ข-1 การทำดลเอนรัลปีและดลเอ็กเซอร์ยีของ multiple effect evaporator (รูป ก.1)

1. Effect ที่ 1

1.1 การทำดลเอนรัลปี

$$\text{ให้ } T_o = 75^\circ\text{F} = 535 \text{ K}$$

$$\text{อุณหภูมิของสารละลาย } (L_o) = 60^\circ\text{F}, C_p = 0.928 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

เอนรัลปีขาเข้า

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอนรัลปี } (L_o) &= mC_p (T - T_o) \\ &= 200,000 \text{ lb/hr} \times 0.928 \times (60 - 75^\circ) \\ &= -2.78 \times 10^6 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\text{ไอ : เอนรัลปี } (V_o) = 1.28 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

เอนรัลปีขาออก

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอนรัลปี } (L_1) &= 142,700 \times 0.919 \times (298.5 - 75) \\ &= 2.93 \times 10^7 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\text{คอนเดนเสด : เอนรัลปี } (D_1) = 3.02 \times 10^7 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{ไอ : เอนรัลปี } (V_1) = 6.50 \times 10^7 \text{ Btu/hr}$$

1.2 การทำดลเอ็กเซอร์ยี

สูตรทั่วไปในการคำนวณสำหรับสารละลาย :

$$Ex = \sum_{i=1}^n ex_i x_i + R T_o \sum_{i=1}^n x_i \ln x_i$$

$$\begin{aligned} \text{เมื่อ } Ex &= \text{เอ็กเซอร์ยีของสารละลาย} \quad (\text{kcal/hr}) \\ ex_i &= \text{เอ็กเซอร์ยีขององค์ประกอบ } i \quad (\text{kcal/kg mol}) \\ x_i &= \text{จัดส่วนโมลขององค์ประกอบ } i \end{aligned}$$

เอ็กเซอร์ยีขาเข้า

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอ็กเซอร์ยี } (L_o) &= m[C_p \{(T-T_o) - T_o \ln(T/T_o)\} + R T_o \sum_i x_i \ln x_i] \\ &= m[0.928\{(60-75) - 535 \ln(520/535)\}] \\ &\quad + \{(1.987)(535)/18.51\} \{0.0231 \ln 0.0231 \\ &\quad + 0.9769 \ln 0.9769\}] \\ &= 200,000 \times (-6.114) \\ &= -1.223 \times 10^6 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ไอ : เอ็กเซอร์ยี } (V_o) &= m[(h-h_o) - T_o(S-S_o)] \\ &= 57,300[(1191.8-43.09) - 535(1.585-0.084)] \\ &= 3.84 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

เอ็กเซอร์ยีขาออก

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอ็กเซอร์ยี } (V_i) &= m[(1177.8-43.09) - 535(1.643-0.084)] \\ &= 57,300 \times 300.65 \\ &= 1.72 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{คอนเดนเสด : เอ็กเซอร์ยี } (D_i) &= m[(315.5-43.09) - 535(0.496-0.084)] \\ &= 111,000 \times 51.99 \\ &= 5.77 \times 10^6 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอ็กเซอร์ยี } (L_i) &= m[0.919\{(298.5-75) - 535 \ln(758.5/535)\}] \\ &\quad + \{(1.987)(535)/18.72\} \{0.0328 \ln 0.0328 \\ &\quad + 0.9672 \ln 0.9672\}] \\ &= 142,700 \times (33.764 - 8.206) \\ &= 3.647 \times 10^6 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Irreversibility} &= 1.056 \times 10^7 && \text{Btu/hr} \\ &= 2.661 \times 10^6 && \text{kcal/hr} \end{aligned}$$

2. Effect ที่ 2

2.1 การทำดลเอ็นทัลปี

เอ็นทัลปีขาเข้า

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว} : \text{เอ็นทัลปี} \quad (L_1) &= 142,700 \times 0.919 \times (298.5-75) \\ &= 2.93 \times 10^7 && \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ไอน้ำ} : \text{เอ็นทัลปี} \quad (V_1) &= (1177.8-43.09) \times 57,300 \\ &= 6.50 \times 10^7 && \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

เอ็นทัลปีขาออก

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว} : \text{เอ็นทัลปี} \quad (L_2) &= 81,600 \times 0.89 \times (254.3-75) \\ &= 1.30 \times 10^7 && \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ไอน้ำ} : \text{เอ็นทัลปี} \quad (V_2) &= (1162.2-43.09) \times 61,100 \\ &= 6.84 \times 10^7 && \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{คอนเดนเสท} : \text{เอ็นทัลปี} \quad (D_2) &= (263-43.09) \times 57,300 \\ &= 1.26 \times 10^7 && \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

2.2 การทำดลเอน์ทาลปี

เอน์ทาลปีขาเข้า

$$\text{ของเหลว} : \text{เอน์ทาลปี} \quad (L_1) = 3.647 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr}$$

$$\text{ไอน้ำ} : \text{เอน์ทาลปี} \quad (V_1) = 1.72 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr}$$

เอ็กเซอร์ยีซาออก

$$\begin{aligned} \text{ไอ} & : \text{เอ็กเซอร์ยี} (V_2) = [(1162.2-43.09)-535(1.708-0.084)] \\ & \quad \times 61,100 \\ & = 1.53 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว} & : \text{เอ็กเซอร์ยี} (L_2) = 81,600[0.89 \times \{(254.3-75) - 535 \\ & \quad \ln(714.3/535)\} + \{(1.987)(535)/19.30\} \\ & \quad \{0.0591 \ln 0.0591 + 0.9409 \ln 0.9409\}] \\ & = 81,600 \times 9.5875 \\ & = 7.823 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{คอนเดนเสด} & : \text{เอ็กเซอร์ยี} (D_2) = [(263.01-43.09)-535(0.428-0.084)] 157,300 \\ & = 9.41 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Irreversibility} & = 3.827 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr} \\ & = 9.644 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

3. Effect ที่ 33.1 การทำดลเอนรัลปีเอนรัลปีขาเข้า

$$\text{ของเหลว} : \text{เอนรัลปี} (L_2) = 1.30 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr}$$

$$\text{ไอ} : \text{เอนรัลปี} (V_2) = 6.84 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr}$$

เอนรัลปีขาออก

$$\begin{aligned} \text{ไอ} & : \text{เอนรัลปี} (V_3) = (1105.7-43.09) \times 61,600 \\ & = 6.55 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{คอนเดนเสท: เอ็นทัลปี} \quad (D_3) &= (212.8-43.09) \times 61,100 \\ &= 1.04 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอ็นทัลปี} \quad (L_3) &= 20,000 \times 1.43 \times (171.7-75) \\ &= 2.77 \times 10^6 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

3.2 การหาคูลเอ็กเซอร์ยี

เอ็กเซอร์ยีขาเข้า

$$\text{ของเหลว : เอ็กเซอร์ยี} \quad (L_2) = 7.823 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr}$$

$$\text{ไอน้ำ : เอ็กเซอร์ยี} \quad (V_2) = 1.53 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr}$$

เอ็กเซอร์ยีขาออก

$$\begin{aligned} \text{ไอน้ำ : เอ็กเซอร์ยี} \quad (V_3) &= 61,600[(1105.7-43.09)-535(1.978-0.084)] \\ &= 3.04 \times 10^6 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ของเหลว : เอ็กเซอร์ยี} \quad (L_3) &= 20,000 [1.43 \{ (171.7-75) - 535 \\ &\quad \ln(631.7/535) \} + \{ (1987)(535)/24,83 \\ &\quad \{ 0.3103 \ln 0.3103 + 0.6897 \ln 0.6897 \}] \\ &= -3.70 \times 10^5 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{คอนเดนเสท: เอ็กเซอร์ยี} \quad (D_3) &= 61,100[(212.79-43.09)-535(0.360-0.084)] \\ &= 1.35 \times 10^6 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Irreversibility} &= 1.1997 \times 10^7 \quad \text{Btu/hr} \\ &= 3.023 \times 10^6 \quad \text{kcal/hr} \end{aligned}$$

ภาคผนวก ค

งานน้อยที่สุดในเชิงทฤษฎี, งานที่ใช้จริง และเอ็กเซอร์ซีที่ถูกทำลายในกระบวนการแยก

การแยก

ในการแยกสารผสมออกเป็นสารบริสุทธิ์ เราจำเป็นต้องใช้งานในการแยก งานที่น้อยที่สุดในเชิงทฤษฎี W_{min} ที่ต้องใช้ในการแยกนี้ สามารถคำนวณได้จากเทอร์โมไดนามิกส์ ดังนี้

$$W_{min} = -RT \sum_{i=1}^n x_i \ln \gamma_i x_i \quad (a)$$

ในที่นี้

R = ค่าคงที่ของก๊าซ (= 1.987 kcal/kmol K)

T = อุณหภูมิที่ทำการแยก (K)

γ_i = activity coefficient ขององค์ประกอบ i (-)

x_i = เศษส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบ i (-)

ก. ตัวอย่างของการคำนวณหา W_{min} ของกระบวนการแยก

ตัวอย่างต่อไปนี้ แสดงวิธีคำนวณ W_{min} ของ triple-effect evaporator ซึ่งต้มสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ 5% โดยน้ำหนัก ให้ได้สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ 50% โดยน้ำหนัก

รูป ก.1 แสดงไดอะแกรมของระบบหม้อต้มและผลการวิเคราะห์เอ็นทัลปี ซึ่งแสดงรายละเอียดไว้ในภาคผนวก ข ในที่นี้จะถือว่าสารละลายเป็น ideal solution นั่นคือ

$$\gamma_i = 1 \quad (i = 1, 2)$$

Effect ที่ 1

สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ป้อนเข้าในอัตรา 4.905×10^3 kmol/hr มีเศษส่วนเชิงโมล

$$x_{o_1} = 0.0231, \quad x_{o_2} = 0.9769$$

(x_{o_1} : เศษส่วนเชิงโมลของโซเดียมไฮดรอกไซด์, x_{o_2} : เศษส่วนเชิงโมลของน้ำ)

อุณหภูมิที่เกิดการระเหยน้ำ = $298.5^{\circ}\text{F} = 421^{\circ}\text{K}$

จากสมการ (a) คำนวณงานเชิงทฤษฎีที่ต้องใช้ในการแยกสารละลาย
โซเดียมไฮดรอกไซด์

$$W_{\min} = -(1.987)(421)(0.0231 \ln 0.0231 + 0.9769 \ln 0.9769)$$

$$= +91.91 \quad \text{kcal/kmol}$$

$$W_{\min} = +91.91 \times 4.905 \times 10^3$$

$$= +4.508 \times 10^5 \quad \text{kcal/hr}$$

แต่สารละลายที่ได้จาก effect ที่ 1 มี

$x_{11} = 0.0328$, $x_{12} = 0.9672$ ในสารละลาย 3.46×10^3 kcal/hr

ดังนั้น งานเชิงทฤษฎีที่ได้จากการผสมกลับให้ได้สารละลายโซเดียม
ไฮดรอกไซด์ 7% โดยน้ำหนักคือ

$$W_{\min} = +(1.987)(421)(0.0328 \ln 0.0328 + 0.9672 \ln 0.9672)$$

$$= -120.7 \quad \text{kcal/kmol}$$

$$-W_{\min} = -120.7 \times 3.46 \times 10^3$$

$$= -4.176 \times 10^5 \quad \text{kcal/hr}$$

ดังนั้น งานน้อยที่สุดในเชิงทฤษฎีที่ต้องใช้ในการแยกสารละลายใน effect ที่ 1

$$= 4.508 \times 10^5 - 4.176 \times 10^5$$

$$= 3.32 \times 10^4 \quad \text{kcal/hr}$$

ในการทำงานเดียวกัน

Effect ที่ 2

งานน้อยที่สุดในเชิงทฤษฎีที่ต้องใช้แยกสารละลายใน effect ที่ 2 นี้คือ

$$W_{\min} = -(3.46 \times 10^3)(1.987)(396.5)(0.0328 \ln 0.0328$$

$$+ 0.9672 \ln 0.9672) + (1.918 \times 10^3)(1.987)(396.5)$$

$$(0.0591 \ln 0.0591 + 0.9409 \ln 0.9409)$$

$$= 5.43 \times 10^4 \quad \text{kcal/hr}$$

Effect ที่ 3

งานน้อยที่สุดในเชิงทฤษฎีที่ต้องใช้แยกสารละลายใน effect นี้คือ

$$\begin{aligned}
 W_{\min} &= -(1.918 \times 10^3)(1.987)(350.6)(0.0591 \ln 0.0591 \\
 &\quad + 0.9409 \ln 0.9409) + (365.5)(1.987)(350.6) \\
 &\quad (0.3103 \ln 0.3103 + 0.6897 \ln 0.6897) \\
 &= 2.999 \times 10^5 - 1.577 \times 10^5 \\
 &= 1.422 \times 10^5 \text{ kcal/hr}
 \end{aligned}$$

สรุปแล้ว งานน้อยที่สุดในเชิงทฤษฎีที่ต้องใช้ในการเพิ่มความเข้มข้นของสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์จาก 5% โดยน้ำหนัก เป็น 50% โดยน้ำหนัก ในหม้อต้มแบบ triple effect คือ

$$\begin{aligned}
 W_{\min} &= 3.32 \times 10^4 + 5.43 \times 10^4 + 1.422 \times 10^5 \\
 &= 2.297 \times 10^5 \text{ kcal/hr}
 \end{aligned}$$

ข. งานที่ต้องใช้จริงในกระบวนการแยก

งาน W_{\min} ที่คำนวณได้ในหัวข้อ ก. นั้น ย่อมน้อยกว่างานที่ต้องใช้จริงในกระบวนการแยก ถ้าให้งานที่ใช้จริงเป็น 10 เท่าของ W_{\min} จะได้ในกรณีของตัวอย่างข้างต้น

$$W_{\text{actual}} = 10 W_{\min} = 2.297 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

ค. เอ็กเซอร์ยีที่ถูกทำลายไปในกระบวนการแยก

จากภาคผนวก ค เราพบว่าเอ็กเซอร์ยีที่ใช้ไปในหม้อต้มแบบ triple effect ของตัวอย่างข้างต้น เป็นดังนี้

Effect ที่ 1 : เอ็กเซอร์ยีที่ใช้ไป = 2.661×10^6 kcal/hr

Effect ที่ 2 : เอ็กเซอร์ยีที่ใช้ไป = 9.644×10^5 kcal/hr

Effect ที่ 3 : เอ็กเซอร์ยีที่ใช้ไป = 3.023×10^5 kcal/hr

รวมเอ็กเซอร์ยีที่ใช้ไปทั้งหมด = 6.648×10^6 kcal/hr

เนื่องจาก $W_{\text{actual}} = 2.297 \times 10^6$ kcal/hr

ดังนั้น เอ็กเซอร์ยีที่ถูกทำลายไปเนื่องจาก irreversibility

$$= 6.648 \times 10^6 - 2.297 \times 10^6$$

$$= 4.351 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

อนึ่ง อัตราส่วนระหว่างเอ็กเซอร์ยีที่ใช้ไปกับ W_{actual} ในหม้อต้ม

$$= \frac{6.648 \times 10^6}{2.297 \times 10^6} = 2.89 \approx 2.9 \text{ เท่า}$$

เราจะถือว่าอัตราส่วน 2.9 นี้ ใช้ได้กับกระบวนการผลิตน้ำตาลจากน้ำอ้อย

ได้ด้วย

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย