

**SEQUENTIAL AND SIMULTANEOUS APPROACHES FOR SYNTHESIS  
OF MULTIPERIOD HEAT EXCHANGER NETWORK**

Parawinee Tangnanthanakan

A Thesis Submitted in Partial Fulfilment of the Requirements  
for the Degree of Master of Science  
The Petroleum and Petrochemical College, Chulalongkorn University  
in Academic Partnership with  
The University of Michigan, The University of Oklahoma,  
Case Western Reserve University, and Institut Français du Pétrole  
2014

F28370508

570092

**Thesis Title:** Sequential and Simultaneous Approaches for Synthesis of  
Multiperiod Heat Exchanger Network  
**By:** Parawinee Tangnanthanakan  
**Program:** Petrochemical Technology  
**Thesis Advisors:** Asst. Prof. Kitipat Siemanond

---

Accepted by The Petroleum and Petrochemical College, Chulalongkorn  
University, in partial fulfilment of the requirements for the Degree of Master of  
Science.



..... College Dean  
(Asst. Prof. Pomthong Malakul)

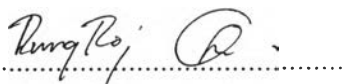
**Thesis Committee:**



.....  
(Asst. Prof. Kitipat Siemanond)



.....  
(Assoc. Prof. Thirasak Rirksomboon)



.....  
(Dr. Rungroj Chuvaree)

## ABSTRACT

5571014063: Petrochemical Technology Program  
Parawinee Tangnanthanakan: Sequential and Simultaneous  
Approaches for Synthesis of Multiperiod Heat Exchanger Network.  
Thesis Advisor: Asst. Prof. Kitipat Siemanond 150 pp.  
Keywords: Heat exchanger network/ Multiperiod/ Sequential approach/  
Simultaneous approach/ Mixed integer nonlinear programming

Global energy demand has increased continuously since the last few decades, thus the energy conservation is a critical issue in most chemical processes. Heat exchanger network (HEN) can help improve heat recovery by transferring heat from hot to cold streams. In this work, the synthesis of multiperiod HENs, where the operating conditions are fluctuated, was studied. The sequential and simultaneous techniques based on the stage-wise superstructure model were proposed. The sequential approach consists of three steps. First, a mixed-integer nonlinear programming (MINLP) model was used to generate an initial HEN for a chosen period. Second, the initial HEN was adapted by nonlinear programming (NLP) or MINLP model to generate HENs which were fitted to other period conditions. Lastly, HENs for each period were integrated to obtain the multiperiod HEN design. In the second step, one of three models which have different strategies was used. The most effective model incorporating with a proper starting period was investigated. For simultaneous method, an MINLP model took into account all periods concurrently and was solved in one step. The simultaneous approach showed better performance than the sequential approach; therefore, the simultaneous model was applied further to the case study of crude preheat train in crude distillation unit to assure its performance when dealing with large problem. Furthermore, an initialization strategy was proposed to find an initial feasible solution. It showed that the initialization technique could reduce computational time substantially. Moreover, the solution will be validated by using PRO/II to affirm its feasibility in real process.

## บทคัดย่อ

การวิถึ ตั้งนันทนาการ : การสังเคราะห์เครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับหลายช่วงเวลาด้วยวิธีการแบบตามลำดับและแบบพร้อมกัน (Sequential and Simultaneous Approaches for Synthesis of Multiperiod Heat Exchanger Network) อ. ที่ปรึกษา : ผศ. ดร. กิติพัฒน์ สีมานนท์ 150 หน้า

ความต้องการด้านพลังงานทั่วโลกได้เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องในหลายทศวรรษที่ผ่านมา การอนุรักษ์พลังงานจึงเป็นสิ่งสำคัญ โดยเฉพาะในกระบวนการทางเคมี เครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นเทคนิคหนึ่งซึ่งสามารถช่วยนำความร้อนที่เหลือใช้กลับมาใช้ในกระบวนการ โดยการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสายร้อนกับสายเย็น งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับหลายช่วงเวลาที่มีสภาวะการผลิตไม่คงที่ เทคนิคการออกแบบแบบตามลำดับและแบบพร้อมกันได้ถูกพัฒนาขึ้นโดยอาศัยหลักการแบบจำลองลำดับขั้น (stage-wise superstructure model) เทคนิคการออกแบบแบบตามลำดับประกอบด้วย 3 ขั้นตอนหลัก ขั้นตอนแรกคือการสร้างเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนขั้นต้นจากข้อมูลของช่วงระยะเวลาหนึ่ง ๆ ด้วยการใช้แบบจำลองจำนวนเต็มผสมไม่เชิงเส้น (mixed-integer nonlinear programming: MINLP) สำหรับสภาวะเดียวในการออกแบบ ขั้นตอนที่สองคือการนำเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนขั้นต้นมาปรับใช้กับสภาวะในช่วงเวลาอื่น ๆ โดยอาจใช้แบบจำลองแบบจำลองจำนวนเต็มผสมไม่เชิงเส้นหรือแบบจำลองไม่เชิงเส้น (nonlinear programming: NLP) ซึ่งขึ้นอยู่กับวิธีการ ขั้นตอนสุดท้ายคือการรวมเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับแต่ละช่วงเวลาเข้าด้วยกัน เพื่อที่จะได้เครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับหลายช่วงเวลา สำหรับในขั้นตอนที่สองนั้น วิธีการปรับใช้กับสภาวะอื่นสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 วิธี โดยวิธีที่ดีที่สุดรวมถึงข้อมูลสภาวะที่เลือกใช้ที่เหมาะสมจะถูกหาและนำไปเปรียบเทียบกับผลที่ได้จากเทคนิคการออกแบบแบบพร้อมกัน ซึ่งจะใช้แบบจำลองจำนวนเต็มผสมไม่เชิงเส้นและข้อมูลสภาวะของทุกช่วงเวลาในการหาคำตอบในขั้นตอนเดียว จากการศึกษาพบว่าเทคนิคการออกแบบแบบพร้อมกันให้ผลลัพธ์ดีกว่าเทคนิคการออกแบบแบบตามลำดับ ดังนั้นจึงนำเทคนิคการออกแบบแบบพร้อมกันไปประยุกต์ใช้กับกรณีศึกษาของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบ นอกจากนี้ยังมีการพัฒนาวิธีการกำหนดค่าเริ่มต้น (initialization) ซึ่งสามารถช่วยลดเวลาในการหาคำตอบของโปรแกรมได้อย่างมาก ผลจากการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้นี้จะถูกนำไปจำลองในโปรแกรม PRO/II เพื่อแสดงว่าเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนนั้นสามารถนำไปใช้ในกระบวนการได้จริง

## ACKNOWLEDGEMENTS

This thesis work would not have been accomplished without these following people whom I am gratefully indebted.

I would like to express my deepest appreciation to my thesis advisor, Asst. Prof. Kitipat Siemanonid, who is beyond advisor. I was supported by him in every single thing including knowledge, funding, advice, assistance, suggestion, encouragement, and even safety issue while there were protesters nearby the college. I am sincerely thankful to all of his dedication which pushed me towards my success.

I am grateful for the scholarship and funding of the thesis work provided by The Petroleum and Petrochemical College; and The National Center of Excellence for Petroleum, Petrochemicals, and Advanced Materials, Thailand. I also thank Ratchadaphiseksomphot Endowment Fund for funding support.

I would like to thank Assoc. Prof. Thirasak Rirkomboon and Dr. Rungroj Chuvaree for serving as thesis committees and giving valuable suggestions and comments on my work.

I wish to acknowledge Prof. Rafiqul Gani and Prof. Miguel Bagajewicz for teaching me in the process simulation class. Without their provided knowledge and stimulation in the class, I might not have been achieved my expected goal.

I would like to express special thank to Mr. Natchanon Angsutorn for suggestions in every problem I encountered and also giving me plenty of useful tips and technical terms which inspired me to come up with many ideas. I wish to acknowledge Ms. Warumporn Pejpichestakul for providing me the data of crude distillation unit.

I greatly appreciate all of PPC staff and my friends who gave me support and morale.

Most of all, I dedicate this thesis to my family for their unconditional love, support, cheering me up when I needed, and giving me a chance to do whatever I wanted persistently. Without them, I would never have been succeeded at this point.

## TABLE OF CONTENTS

	<b>PAGE</b>
Title Page	i
Abstract (in English)	iii
Abstract (in Thai)	iv
Acknowledgements	v
Table of Contents	vi
List of Tables	ix
List of Figures	x
Abbreviations	xii
List of Symbols	xiii
 <b>CHAPTER</b>	
<b>I INTRODUCTION</b>	<b>1</b>
<b>II LITERATURE REVIEW</b>	<b>3</b>
2.1 Heat Exchanger Network Design Methodologies	3
2.1.1 Pinch Analysis Concept	4
2.1.2 Sequential Approaches	6
2.1.3 Simultaneous Approaches	8
2.2 Multiperiod Heat Exchanger Network	12
2.2.1 Degree of Flexibility	12
2.2.2 Review of Multiperiod HEN Designs	13
2.2.3 Simultaneous MINLP Model	15
2.3 Heat Integration in Crude Distillation Unit (CDU)	24
2.3.1 Crude Oil Refinery	24
2.3.2 Crude Oil Assay	24
2.3.3 Heat Integration in Crude Distillation Unit	25

<b>CHAPTER</b>	<b>PAGE</b>
<b>III EXPERIMENTAL</b>	27
3.1 Equipment	27
3.1.1 Computer	27
3.1.2 Software	27
3.2 Methodology	27
3.2.1 Formulation of Stage-wise Superstructure Model for Single Period	27
3.2.2 Sequential Approach for Multiperiod HEN Synthesis	28
3.2.3 Simultaneous Approach for Multiperiod HEN Synthesis	28
3.2.4 Application to the Industrial Case: CDU Process	28
3.2.5 Model Improvement	29
<b>IV RESULTS AND DISCUSSION</b>	30
4.1 Formulation of MINLP Single Period Model	30
4.1.1 Model Components	30
4.1.2 Assumptions	31
4.1.3 Formulations	32
4.2 Sequential Approach for Multiperiod-HEN Synthesis	36
4.2.1 Algorithm	36
4.2.2 Case Study	40
4.2.3 Results	43
4.3 Developing a Multiperiod Model for Simultaneous Approach	59
4.3.1 Formulation of MINLP Multiperiod Model	59
4.3.2 Results	64
4.4 Application to Crude Preheat Train in Crude Distillation Unit	66
4.4.1 Case Study Simulation	66
4.4.2 Results	74

<b>CHAPTER</b>		<b>PAGE</b>
<b>V</b>	<b>CONCLUSIONS AND RECOMMENDATIONS</b>	<b>87</b>
	<b>REFERENCES</b>	<b>89</b>
	<b>APPENDICES</b>	<b>93</b>
	<b>Appendix A</b> Source Code of MINLP Single Period Model	<b>93</b>
	<b>Appendix B</b> Source Code of Models for HEN Adaptation	<b>102</b>
	<b>Appendix C</b> Source Code of Simultaneous MINLP Multiperiod Model	<b>140</b>
	<b>CURRICULUM VITAE</b>	<b>150</b>



## LIST OF TABLES

TABLE	PAGE	
4.1	Stream Properties for SOR	41
4.2	Stream Properties for MOR	41
4.3	Stream Properties for EOR	42
4.4	Results of multiperiod HEN from each method	49
4.5	Results of multiperiod HEN with different starting period for initial HEN	58
4.6	Comparison of multiperiod HEN from sequential and simultaneous approach	65
4.7	True boiling point data of light crude	67
4.8	True boiling point data of medium crude	67
4.9	True boiling point data of heavy crude	68
4.10	Crude used for simulated case study	69
4.11	Light end composition of crude	69
4.12	Products specifications	71
4.13	Column feed and side draw tray information	71
4.14	Column utilities information	72
4.15	Stream properties of light crude (Troll)	73
4.16	Stream properties of medium crude (Forozan)	73
4.17	Stream properties of heavy crude (Souedie)	74
4.18	ALMTD of match between process streams in each period	80
4.19	ALMTD of match between process stream and utilities in each period	81
4.20	Summary result of HEN with and without initialization for refinery case study	82
4.21	Summary result of HEN with and without initialization for another refinery case study	84
4.22	Summary result of multiperiod HEN after validation	85

## LIST OF FIGURES

FIGURE		PAGE
2.1	Hot and cold composite curves.	4
2.2	Economic trade-off between energy cost and capital cost.	6
2.3	Heat flows in interval k.	7
2.4	Hyperstructure of Floudas and Ciric (1989).	9
2.5	Stage-wise superstructure model.	10
2.6	Excluded HEN configuration of simplified superstructure.	11
2.7	Feasible region of operation.	13
2.8	Illustration of variables involving in a heat exchanger.	16
2.9	LMTD Approximation.	19
2.10	A crude distillation complex.	24
2.11	TBP distillation curve of different crude oils.	25
2.12	CDU process flow diagram.	26
4.1	Algorithm of sequential approach for multiperiod HEN synthesis.	36
4.2	Grid diagram of HEN-2.	43
4.3	Grid diagram of HEN-2-A <sub>1</sub> .	44
4.4	Grid diagram of HEN-2-A <sub>3</sub> .	45
4.5	Grid diagram of HEN-2-B <sub>1</sub> .	45
4.6	Grid diagram of HEN-2-B <sub>3</sub> .	46
4.7	Grid diagram of HEN-2-C <sub>1</sub> .	46
4.8	Grid diagram of HEN-2-C <sub>3</sub> .	47
4.9	Grid diagram of multiperiod HEN-2A.	48
4.10	Grid diagram of multiperiod HEN-2B.	48
4.11	Grid diagram of multiperiod HEN-2C.	49
4.12	Overall procedure of sequential method by using model C.	51
4.13	Grid diagram of HEN-1.	52
4.14	Grid diagram of HEN-2.	53
4.15	Grid diagram of HEN-3.	53
4.16	Grid diagram of HEN-1-C <sub>2</sub> .	54

<b>FIGURE</b>	<b>PAGE</b>
4.17 Grid diagram of HEN-1-C <sub>3</sub> .	54
4.18 Grid diagram of HEN-2-C <sub>1</sub> .	55
4.19 Grid diagram of HEN-2-C <sub>3</sub> .	55
4.20 Grid diagram of HEN-3-C <sub>1</sub> .	56
4.21 Grid diagram of HEN-3-C <sub>2</sub> .	- 56
4.22 Grid diagram of multiperiod HEN-1C.	57
4.23 Grid diagram of multiperiod HEN-2C.	57
4.24 Grid diagram of multiperiod HEN-3C.	58
4.25 Grid diagram of multiperiod HEN synthesized by simultaneous approach.	65
4.26 Distillation curves of each crude oil.	68
4.27 The crude distillation unit with preflash drum.	70
4.28 Composite curves of period 1 (Light crude).	75
4.29 Composite curves of period 2 (Medium crude).	75
4.30 Composite curves of period 3 (Heavy crude).	76
4.31 Grid diagram of multiperiod HEN for crude preheat train.	77
4.32 Grid diagram of multiperiod HEN for crude preheat train with initialization technique.	83
4.33 Grid diagram of validated HEN for crude preheat train with initialization technique.	85

**ABBREVIATIONS**

ADU	Atmospheric distillation unit
ALMTD	Average logarithmic mean temperature difference
ASTM	American society for testing and material
CDU	Crude distillation unit
CW	Cooling water
EMAT	Exchanger minimum approach temperature
EOR	End of run
GAMS	General algebraic modeling system
HEN	Heat exchanger network
HENS	Heat exchanger network synthesis
HRAT	Heat recovery approach temperature
LMTD	Logarithmic mean temperature difference
LP	Linear programming
MILP (MIP)	Mixed integer linear programming
MINLP	Mixed integer nonlinear programming
MOR	Mid of run
NLP	Nonlinear programming
SOR	Start of run
TAC	Total annualized cost
TBP	True boiling point
VDU	Vacuum distillation unit
VGO	Vacuum gas oil
$\Delta T_{\min}$	Minimum temperature difference

## LIST OF SYMBOLS

### Indices

$i$	Hot process stream or hot utility
$j$	Cold process stream or hot utility
$k$	Stage number or temperature interval
$p$	Period of operation

### Sets

CP	Set of cold process streams $i$
HP	Set of hot process streams $j$
PR	Set of operational periods, $p = 1, 2, 3, \dots, \text{NOP}$
ST	Set of stages, $k = 1, 2, 3, \dots, \text{NOK}$

### Parameters

AF	Annualisation factor, dimensionless
B	Exponent factor for area cost, dimensionless
C	Area cost coefficient for heat exchanger, \$/unit
$C_p$	Specific heat capacity, kJ/kg.K
$C_{cu}$	Per unit cost for cold utility, \$/unit
$C_f$	Fixed cost for heat exchanger unit, \$/unit
$C_{hu}$	Per unit cost for hot utility, \$/unit
DOP	Duration of period, dimensionless
$DT_{up}$	Upper bound on temperature difference, °C
EMAT	Exchanger minimum approach temperature, °C
FC <sub>ph</sub>	Heat capacity flowrate of hot stream $i$ , kW/K
FC <sub>pc</sub>	Heat capacity flowrate of cold stream $i$ , kW/K
NOK	Number of stages, dimensionless
NOP	Number of periods, dimensionless
$Q_{up}$	Upper bound of heat load, kW
$Th_{in}$	Inlet temperature of hot stream, °C
$Th_{out}$	Outlet temperature of hot stream, °C

$T_{c_{in}}$	Inlet temperature of cold stream, °C
$T_{c_{out}}$	Outlet temperature of cold stream, °C
$T_{h_{out}}$	Outlet temperature of hot utility, °C
$T_{cu_{out}}$	Outlet temperature of cold utility, °C
$U$	Overall heat transfer coefficient, kW/m <sup>2</sup> .K

### Variables

Area	Heat exchanger area for match of hot stream and cold stream, m <sup>2</sup>
Area_max	Maximum area for match of hot stream and cold stream, m <sup>2</sup>
AreaCU_max	Maximum area for match of hot stream and cold utility, m <sup>2</sup>
AreaHU_max	Maximum area for match of hot utility and cold stream, m <sup>2</sup>
dtcu	Temperature difference for match of hot stream and cold utility, m <sup>2</sup>
dthu	Temperature difference for match of cold stream and hot utility, m <sup>2</sup>
dt	Temperature difference for match of hot stream and cold stream, °C
q	Heat load between hot stream and cold stream, kW
q <sub>cu</sub>	Heat load between hot stream and cold utility, kW
q <sub>hu</sub>	Heat load between cold stream and cold utility, kW
th	Exchanger inlet temperature of hot stream, °C
tc	Exchanger inlet temperature of cold stream, °C

### Binary variables

z <sub>cu</sub>	Existence of exchanger for match of cold utility and hot stream
z <sub>hu</sub>	Existence of exchanger for match of hot utility and cold stream
z	Existence of exchanger for match of hot stream and cold stream