

ทุลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในดั่งแบบหลายโครงสร้าง

MULTI CONFIGURATION TANK PROCESS TOOLBOX



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมไฟฟ้า

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ. 2561

KMITL-2018-EN-D-018-071

# ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

## MULTI CONFIGURATION TANK PROCESS TOOLBOX



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต  
สาขาวิชาวิศวกรรมไฟฟ้า  
คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง  
พ.ศ. 2561  
KMITL-2018-EN-D-018-071

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

# MULTI CONFIGURATION TANK PROCESS TOOLBOX

ARJIN NUMSOMRAN

A THESIS SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT  
OF THE REQUIREMENT FOR THE DEGREE OF  
DOCTOR OF ENGINEERING PROGRAM IN ELECTRICAL ENGINEERING  
FACULTY OF ENGINEERING  
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

2018

KMITL-2018-EN-D-018-071

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



**COPYRIGHT 2018**

**FACULTY OF ENGINEERING**

**KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG**

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง  
ใบรับรองวิทยานิพนธ์

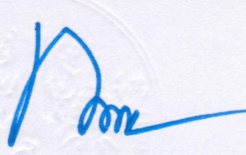
หัวข้อวิทยานิพนธ์ ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง  
Thesis Title Multi Configuration Tank Process Toolbox  
นักศึกษา นายอาจันต์ น่วมสำราญ  
รหัสประจำตัว 53610150  
ปริญญา วิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต  
สาขาวิชา วิศวกรรมไฟฟ้า  
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ รศ.ดร.วิทยา ทิพย์สุวรรณพร  
หมายเลขวิทยานิพนธ์ KMITL-2018-EN-D-018-071

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์		ลายมือชื่อ
รศ.ดร.จิระศักดิ์	ชาญวุฒิธรรม	
รศ.ดร.ทวีพล	ชื่อสัตย์	
รศ.ดร.ธนิศย์	ตรีสุวรรณวัฒน์	
รศ.ดร.วิศรุต	ศรียัตนะ	
รศ.ดร.วิทยา	ทิพย์สุวรรณพร	

วัน / เดือน / ปี ที่สอบ วันพฤหัสบดีที่ 12 กรกฎาคม พ.ศ. 2561 เวลา 15.00-17.00 น.  
สถานที่สอบ ณ ห้อง HM-305 อาคารเฉลิมพระเกียรติ

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง  
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

คณะวิศวกรรมศาสตร์ รับรองแล้ว

  
(รองศาสตราจารย์ ดร. คมสัน มาลีสี)

คณบดี คณะวิศวกรรมศาสตร์

วันที่ 12 กรกฎาคม พ.ศ. 2561

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น เมื่อผู้ญาติเห็นว่าไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หัวข้อวิทยานิพนธ์	ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง
นักศึกษา	นายอาจินต์ น่วมสำราญ
รหัสนักศึกษา	53610150
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมไฟฟ้า
พ.ศ.	2561
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์	รศ.ดร. วิทยา ทิพย์สุวรรณพร

## บทคัดย่อ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้นำเสนอทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ซึ่งเป็นซอฟต์แวร์จำลองของระบบระดับน้ำแบบหลายถัง โดยมีจุดมุ่งหมายเพื่อการพัฒนาฟังก์ชันแบบไม่เชิงเส้นสำหรับโมเดลทางไดนามิกของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง อันเป็นเครื่องมือที่มีคุณประโยชน์ในการวิเคราะห์ พิสูจน์ประสิทธิภาพของตัวควบคุม ซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์ถูกพัฒนาอยู่ในรูปไฟล์ของเอสฟังก์ชันแบบไม่ต่อเนื่อง ทำงานอยู่บนสภาพแวดล้อมของโปรแกรม MATLAB ซึ่งประกอบด้วยหลายฟังก์ชันที่ไม่เชิงเส้นของโมเดลแบบไดนามิกของกระบวนการระดับน้ำ เช่น กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมีผลกระทบต่อกันอย่างเต็มรูปแบบ กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมีผลกระทบต่อกัน โดยคุณลักษณะของกระบวนการจะถูกครอบไว้ภายในเอสฟังก์ชันในรูปของพารามิเตอร์อินพุท ดังนั้นจึงสามารถปรับคุณสมบัติทางกายภาพของโมเดลจำลองได้โดยง่ายจากการกำหนดค่าอินพุทเหล่านี้ การศึกษาได้อธิบายเกี่ยวกับโมเดลทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง คุณลักษณะความไม่เป็นเชิงเส้น โหมดเพสต่ำสุดและไม่ต่ำสุด คุณลักษณะของซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์และอธิบายถึงการประยุกต์ใช้งานในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมรวมถึงการตรวจสอบสมรรถนะของระบบควบคุม ผลการจำลองได้แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพของทูลบ็อกซ์ที่นำเสนอ ในการประเมินประสิทธิภาพ เสถียรภาพ ความคงทนของตัวควบคุมที่มีสมรรถนะในการควบคุมผลตอบสนองของระบบตามต้องการ โดยค่าเปอร์เซ็นต์การพุ่งเกินน้อยกว่า 7% และค่าเวลาการเข้าที่ต่ำกว่า 3,000 วินาที นอกจากนี้การทดสอบยังสนับสนุนให้เห็นถึงคุณประโยชน์ของทูลบ็อกซ์ในการเป็นเครื่องมือจำลองที่สมบูรณ์สำหรับผู้ใช้ในการทำการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมกระบวนการระดับน้ำ อีกทั้งยังเป็นประโยชน์อย่างมากในการใช้เป็นเครื่องมือเพื่อการตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท

<b>Thesis Title</b>	Multi Configuration Tank Process Toolbox
<b>Student</b>	Mr. Arjin Numsomran
<b>Student ID.</b>	53610150
<b>Degree</b>	Doctor of Engineering
<b>Program</b>	Electrical Engineering
<b>Year</b>	2018
<b>Thesis Advisor</b>	Assoc.Prof.Dr. Vittaya Tipsuwanporn

## ABSTRACT

This thesis presents the multi configuration tank process toolbox, simulation software of multi-tank systems, with the aim of creating the non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process which is the advantage tool for investigating the performances of the controllers. The software toolbox is developed from discrete state P-file S-function which is operated within the MATLAB environment for providing many non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process such as MIMO quadruple tank full-interacting process, MIMO quadruple tank process, MIMO triple tank interacting process, MIMO coupled tank interacting process. All actual process attributes are encapsulated in S-function as the input parameters, thus the multi-tank function block can be simply adjusted by specifying the physical properties of the tank system. The study explains about the mathematical model of multi-configuration tank process, nonlinear dynamic characteristic, minimum phase and non-minimum phase configuration, software toolbox features and also describes the implementation in the control system analysis and design including the performance validation. The results reflected the effectiveness of the proposed toolbox for evaluating the controller performance, stability and robustness. Likewise the output responses complied by the percent overshoot is less than 7%, the settling time is under 3,000 second. Furthermore, these tests reinforce the usefulness of the toolbox as a complete simulation tool for users to perform an engineering research of multi-configuration tank control system analysis and design, moreover, it contains very useful for validating the control algorithm of multi-input-multi-output system.

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จได้เป็นอย่างดี ด้วยคำแนะนำ และคำปรึกษาจาก รศ.ดร. วิทยา ทิพย์สุวรรณพร ซึ่งเป็นอาจารย์ผู้ควบคุมวิทยานิพนธ์ ข้าพเจ้ารู้สึกทราบบ้างซึ่งในความอนุเคราะห์ และขอขอบพระคุณเป็นอย่างสูง

ขอขอบพระคุณ คณาจารย์ภาควิชาวิศวกรรมการวัดคุม คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ทุกๆ ท่านที่ได้ประสิทธิ์ประสาทวิชาให้กับข้าพเจ้า

ขอขอบคุณบัณฑิตศึกษาและบัณฑิตวิทยาลัย คณะวิศวกรรมศาสตร์ที่ให้ความช่วยเหลือ ในเรื่องต่างๆ

สุดท้ายนี้ข้าพเจ้าขอกราบขอบพระคุณบิดามารดา และครอบครัวของข้าพเจ้าที่เป็นกำลังใจ และให้การสนับสนุนในทุกเรื่องๆ ทำให้ข้าพเจ้าสามารถทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี

สำหรับคุณงามความดีอันใดที่เกิดจากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ข้าพเจ้าขอมอบให้กับบิดามารดา ซึ่งเป็นที่รักและเคารพยิ่ง ตลอดจนครูอาจารย์ที่เคารพทุกท่านที่ได้ประสิทธิ์ประสาทวิชาความรู้และ ถิ่นทอดประสบการณ์ที่ดีให้แก่ข้าพเจ้า

อาจินต์ น่วมสำราญ

# สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VI
สารบัญรูป.....	VII
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาของวิทยานิพนธ์และความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์ของการศึกษา.....	2
1.3 สมมติฐานของการศึกษา.....	2
1.4 ทฤษฎีหรือแนวคิดที่ใช้ในการวิจัย.....	3
1.5 การเปรียบเทียบระหว่างวิธีการที่นำเสนอกับวิธีแบบพื้นฐาน.....	3
1.6 ขอบเขตการวิจัย.....	4
1.7 ขั้นตอนของการศึกษา.....	4
บทที่ 2 วรรณกรรมที่เกี่ยวข้อง .....	5
2.1 วรรณกรรมหรืองานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	5
2.2 สรุปท้ายบท.....	7
บทที่ 3 กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	8
3.1 โครงสร้างและองค์ประกอบ.....	8
3.2 โมเดลคณิตศาสตร์.....	9
3.3 คุณลักษณะของกระบวนการ.....	23
3.4 สรุปท้ายบท.....	24
บทที่ 4 ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	25
4.1 คุณลักษณะของทูลบ็อกซ์.....	25
4.2 วิธีการประยุกต์ใช้งาน.....	28
4.3 สรุปท้ายบท.....	35
บทที่ 5 ทฤษฎีการออกแบบระบบควบคุม.....	36
5.1 การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง.....	36

## สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
5.2 การออกแบบตีค้ำปลี้งและอินเวอร์สตีค้ำปลี้ง.....	42
5.3 สรุปท้ายบท.....	44
บทที่ 6 การจำลองระบบควบคุมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	45
6.1 ระบบควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน $PI^{\lambda}D^{\mu}$ แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	45
6.2 สรุปท้ายบท.....	57
บทที่ 7 บทสรุป.....	58
7.1 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ.....	58
7.2 ปัญหาอุปสรรค.....	58
7.3 งานวิจัยในอนาคต.....	58
เอกสารอ้างอิง.....	59
ภาคผนวก ก. ผลงานวิจัยในระหว่างการศึกษาที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่.....	62
ประวัติผู้เขียน.....	91

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และเผยแพร่อย่างอื่นถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

# สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
6.1 ค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ.....	45



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และ VI บ่งอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

# สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
1.1 กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	1
1.2 ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	3
2.1 แผนผังงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
3.1 องค์ประกอบกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	8
3.2 ไตอะแกรมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	9
3.3 กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน.....	13
3.4 กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง.....	14
3.5 กระบวนการระดับน้ำสี่ถัง.....	16
3.6 กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน.....	17
3.7 กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง.....	18
3.8 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง.....	19
3.9 กระบวนการระดับน้ำสองถัง.....	20
3.10 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุท 2 เอาท์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างถัง ด้านล่าง.....	21
3.11 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบอนุกรม.....	22
3.12 กระบวนการระดับน้ำหนึ่งถังแบบ 1 อินพุท 1 เอาท์พุท.....	22
3.13 ตำแหน่งซีโรของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	24
4.1 บล็อกเอสฟังก์ชัน (S-function).....	25
4.2 การทำงานของเอสฟังก์ชัน (S-function).....	25
4.3 กระบวนการจำลองโดยเอสฟังก์ชัน (S-function).....	26
4.4 ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	27
4.5 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง.....	28
4.6 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน.....	29
4.7 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง.....	30
4.8 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถัง.....	30
4.9 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน.....	31
4.10 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง.....	32
4.11 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง.....	32
4.12 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถัง.....	33
4.13 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุทที่มีการรบกวนกันระหว่างถัง ด้านล่าง.....	34
4.14 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบอนุกรม.....	34

## สารบัญรูป (ต่อ)

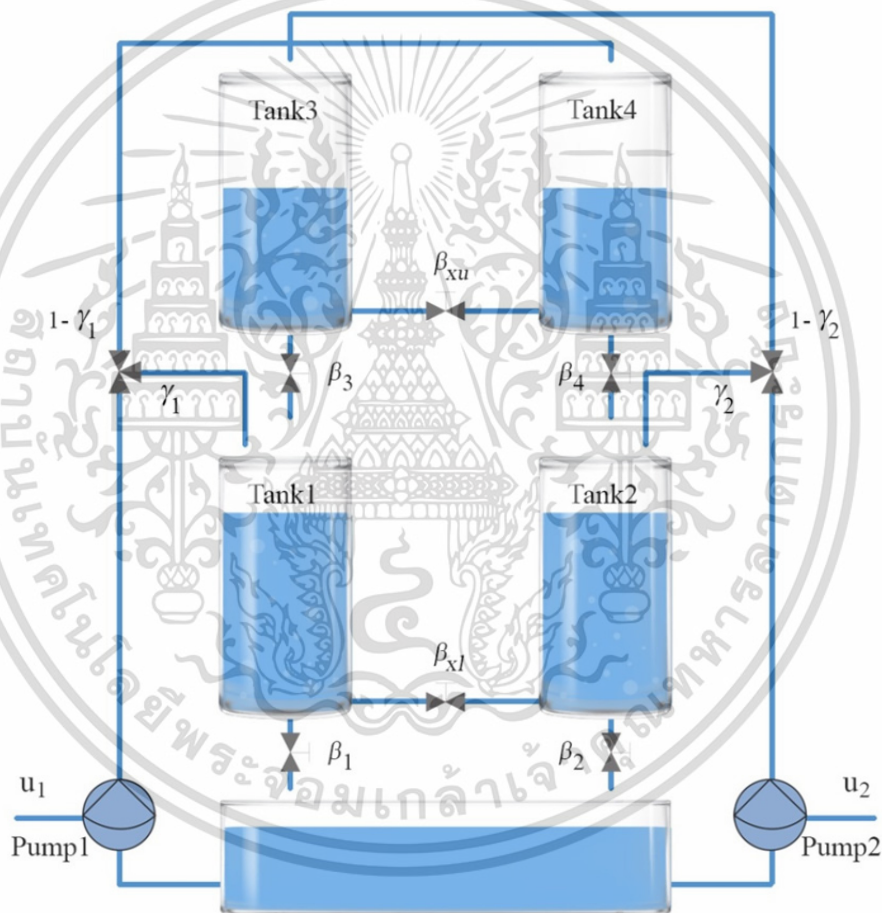
รูปที่	หน้า
4.15 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำหนึ่งถึง.....	35
5.1 การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง.....	37
5.2 การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน.....	38
5.3 ผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE).....	39
5.4 กลไกการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง.....	40
5.5 โครงสร้างของดีคัปปลิงเมื่อต่อร่วมกับตัวควบคุมและกระบวนการ.....	43
5.6 โครงสร้างของอินเวอร์สดีคัปปลิงเมื่อต่อร่วมกับตัวควบคุมและกระบวนการ.....	44
6.1 ค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) สำหรับผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) ที่มีค่าต่ำสุด.....	49
6.2 โครงสร้างของระบบควบคุมที่ออกแบบโดยเทคนิคที่นำเสนอตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน $PI^{\lambda}D^{\mu}$ แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง.....	49
6.3 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (เฟสต่ำสุด).....	50
6.4 สัญญาณควบคุม.....	51
6.5 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (ไม่มีตัวชดเชยดีคัปปลิง).....	51
6.6 ผลตอบสนองของระบบควบคุมเปรียบเทียบระหว่างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน $PI^{\lambda}D^{\mu}$ แบบปรับตัวได้ และควบคุมพีไอดีอันดับเต็มส่วนแบบปรับตัวได้ (เฟสต่ำสุด).....	52
6.7 ผลตอบสนองของระบบควบคุมกรณีทดสอบความคงทนของระบบควบคุมต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ (เฟสต่ำสุด).....	52
6.8 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (เฟสไม่ต่ำสุด).....	54
6.9 สัญญาณควบคุม (เฟสไม่ต่ำสุด).....	54
6.10 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (ไม่มีตัวชดเชยอินเวอร์สดีคัปปลิง).....	55
6.11 ผลตอบสนองของระบบควบคุมเปรียบเทียบระหว่างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน $PI^{\lambda}D^{\mu}$ แบบปรับตัวได้ และควบคุมพีไอดีอันดับเต็มส่วนแบบปรับตัวได้ (เฟสไม่ต่ำสุด).....	56
6.12 ผลตอบสนองของระบบควบคุมกรณีทดสอบความคงทนของระบบควบคุมต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ (เฟสไม่ต่ำสุด).....	56

# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ความเป็นมาของวิทยานิพนธ์และความสำคัญของปัญหา

กระบวนการระดับน้ำได้มีการประยุกต์ใช้ในการวิจัยเชิงวิศวกรรมสำหรับการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมอย่างกว้างขวาง เหตุเพราะกระบวนการระดับน้ำเป็นกระบวนการที่สะท้อนให้เห็นถึงพฤติกรรมของตัวแปรในระบบได้อย่างชัดเจน ผู้วิจัยสามารถมองเห็นผลกระทบของสัญญาณควบคุมที่มีต่อตัวแปรระดับน้ำที่ถูกควบคุม ผลกระทบที่เกิดจากการรบกวนกันของระดับน้ำแต่ละถังทำให้สามารถเข้าใจพฤติกรรมทางพลศาสตร์ของกระบวนการหลายอินพุทหลายเอาต์พุท ได้โดยง่าย



รูปที่ 1.1 กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

ในการจำลองระบบควบคุมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายถังจะต้องอาศัยองค์ความรู้ทางคณิตศาสตร์แบบสัญลักษณ์ เพื่อที่จะหาโมเดลความสัมพันธ์ของระดับน้ำในแต่ละถังต่อสัญญาณแรงดันไฟฟ้าควบคุมที่ป้อนให้แก่ปั๊มโดยอาศัยกฎสมมูลมวลและกฎของแบร์นูลี [1] ซึ่งหากขาดความเข้าใจที่ถูกต้องจึงเป็นการยากที่จะพิสูจน์หาโมเดลแบบไม่เชิงเส้นสำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายถังได้อย่างถูกต้อง วิทยานิพนธ์ฉบับนี้นำเสนอทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ซอฟต์แวร์จำลองของระบบแบบหลายถัง โดยมีจุดมุ่งหมายเพื่อการพัฒนาเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ฟังก์ชันแบบไม่เชิงเส้นสำหรับโมเดลทางไดนามิกของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง อันเป็นเครื่องมือที่มีคุณประโยชน์ในการวิเคราะห์ พิสูจน์ประสิทธิภาพของตัวควบคุม ซอฟต์แวร์ ทูลบ็อกซ์ถูกพัฒนาอยู่ในรูปไฟล์ของเอสฟังก์ชันแบบไม่ต่อเนื่อง ทำงานอยู่บนสภาพแวดล้อมของ โปรแกรม MATLAB โดยประกอบด้วยหลายฟังก์ชันที่ไม่เชิงเส้นของโมเดลแบบไดนามิกของกระบวนการ ระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง เช่น กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมี ผลกระทบต่อกันอย่างเต็มรูปแบบ กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบหลายอินพุทหนึ่งเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบหลาย อินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมีผลกระทบต่อกัน คุณลักษณะกระบวนการจะถูกครอบไว้โดยเอสฟังก์ชันในรูป ของพารามิเตอร์อินพุท ดังนั้นจึงสามารถปรับคุณสมบัติทางกายภาพของโมเดลจำลองได้โดยง่ายจาก การกำหนดค่าอินพุทเหล่านี้ การศึกษาได้อธิบายเกี่ยวกับโมเดลทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการ ระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง คุณลักษณะความไม่เป็นเชิงเส้น โหมดเพสต่ำสุดและไม่ต่ำสุด คุณลักษณะของซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์และอธิบายถึงการประยุกต์ใช้งานในการวิเคราะห์และออกแบบ ระบบควบคุมรวมถึงการตรวจสอบสมรรถนะ ผลการจำลองได้แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพของ MCTP ทูลบ็อกซ์ที่นำเสนอในการประเมินประสิทธิภาพ เสถียรภาพ ความคงทนของตัวควบคุม นอกจากนี้ การทดสอบยังสนับสนุนให้เห็นถึงคุณประโยชน์ของ MCTP ทูลบ็อกซ์ในการเป็นเครื่องมือจำลองที่ สมบูรณ์สำหรับผู้ใช้ในการทำการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม กระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง อีกทั้งยังเป็นประโยชน์อย่างมากในการใช้เป็นเครื่องมือ เพื่อการตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลาย เอาต์พุท

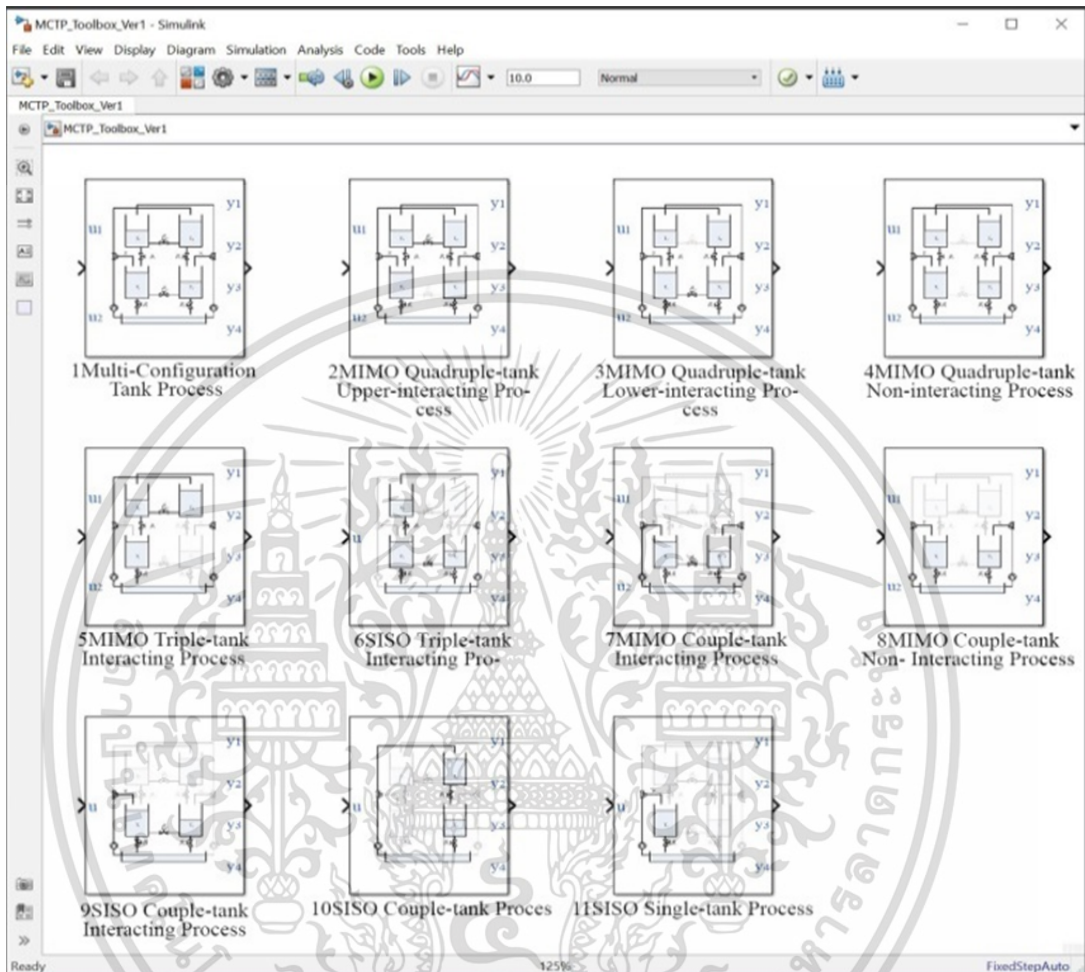
## 1.2 ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์ของการศึกษา

วิทยานิพนธ์นี้ มีจุดมุ่งหมายเพื่ออธิบายถึงแนวการพัฒนาและประยุกต์ใช้ทูลบ็อกซ์สำหรับ กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ฟังก์ชันแบบไม่เชิงเส้นสำหรับโมเดลทางไดนามิกของ กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง อันเป็นเครื่องมือที่มีคุณประโยชน์ในการวิเคราะห์ พิสูจน์ประสิทธิภาพของตัวควบคุม โดยซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์ประกอบด้วยหลายฟังก์ชันที่ไม่เชิงเส้นของ โมเดลแบบไดนามิกของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง เช่น กระบวนการระดับน้ำสี่ถัง แบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมีผลกระทบต่อกันอย่างเต็มรูปแบบ กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบ หลายอินพุทหลายเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบหลายอินพุทหนึ่งเอาต์พุท กระบวนการ ระดับน้ำสองถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมีผลกระทบต่อกัน จากตัวอย่างการจำลองระบบ ควบคุม โดย MCTP ทูลบ็อกซ์ถือเป็นแนวทางวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบ ควบคุมกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง อีกทั้งยังเป็นประโยชน์อย่างมากในการใช้เป็น เครื่องมือเพื่อการตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุท หลายเอาต์พุท

## 1.3 สมมติฐานของการศึกษา

ซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง สามารถใช้เป็น เครื่องมือจำลองที่สมบูรณ์สำหรับผู้ใช้ในการทำการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบ เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ระบบควบคุมกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง อีกทั้งยังเป็นประโยชน์ในการใช้เป็นเครื่องมือเพื่อการตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท



รูปที่ 1.2 ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

#### 1.4 ทฤษฎีหรือแนวคิดที่ใช้ในการวิจัย

การสร้างโมเดลทางคณิตศาสตร์แบบไม่เชิงเส้น สำหรับกระบวนการหลายอินพุท หลายเอาต์พุท โดยใช้เอสฟังก์ชันแบบไม่ต่อเนื่อง จากพีไฟลในสภาพแวดล้อมของโปรแกรม MATLAB รวมถึงอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง การออกแบบดีคัปปลิงและอินเวอร์สดีคัปปลิง

#### 1.5 การเปรียบเทียบระหว่างวิธีการที่นำเสนอกับวิธีการแบบพื้นฐาน

ในการจำลองการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง มีการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท เช่น เปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมระหว่างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้และการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบดั้งเดิม หรือ ประสิทธิภาพการควบคุม

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ระหว่างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้และการควบคุมพีไอดีอันดับเต็มส่วนแบบปรับตัวได้

## 1.6 ขอบเขตการวิจัย

การวิจัยของวิทยานิพนธ์เล่มนี้ได้นำเสนอโมเดลทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง คุณลักษณะความไม่เป็นเชิงเส้น โหมตเฟสต่ำสุดและไม่ต่ำสุด คุณลักษณะของซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์และอธิบายถึงการประยุกต์ใช้งานในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม รวมถึงการตรวจสอบสมรรถนะ ผลการจำลองได้แสดงให้เห็นถึงประสิทธิผลของ MCTP ทูลบ็อกซ์ที่นำเสนอในการประเมินประสิทธิภาพ เสถียรภาพ ความคงทนของตัวควบคุม

## 1.7 ขั้นตอนของการศึกษา

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ได้แบ่งเนื้อหาออกเป็น 7 บทด้วยกันดังต่อไปนี้

บทที่ 1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของการศึกษา สมมติฐานของการศึกษา ทฤษฎีแนวทางที่ใช้ในการวิจัย ขอบเขตของการวิจัยและขั้นตอนการศึกษา

บทที่ 2 วรรณกรรมหรืองานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง องค์ประกอบ โมเดลคณิตศาสตร์ คุณลักษณะของกระบวนการ

บทที่ 4 ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง คุณลักษณะของทูลบ็อกซ์ วิธีการประยุกต์ใช้งาน

บทที่ 5 ทฤษฎีการออกแบบระบบควบคุมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง การออกแบบดีคัปปลิงและอินเวอร์สดีคัปปลิง

บทที่ 6 การจำลองระบบควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิงสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

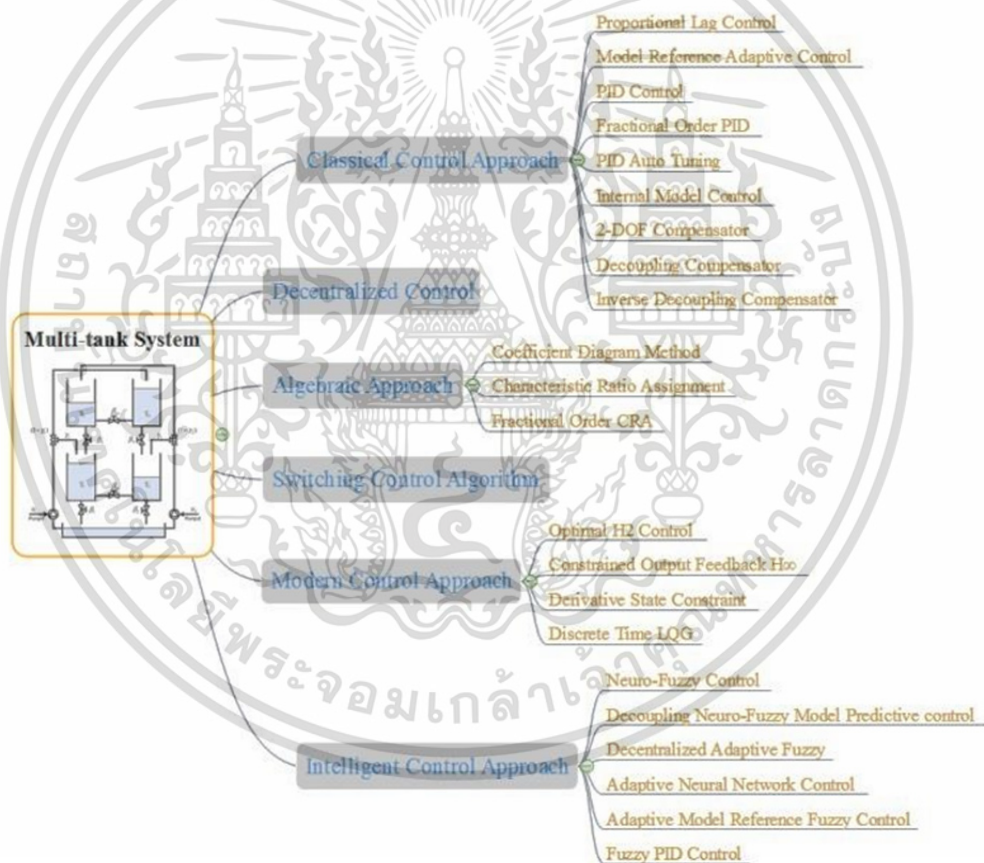
บทที่ 7 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ ปัญหาอุปสรรค งานวิจัยในอนาคต

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## บทที่ 2 วรรณกรรมที่เกี่ยวข้อง

บทนี้กล่าวถึงวรรณกรรมหรืองานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง เพื่อแสดงให้เห็นถึงประวัติงานวิจัยจากอดีตถึงปัจจุบัน ความสำคัญของกระบวนการระดับน้ำ รวมถึงตระหนักถึงคุณประโยชน์ของทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ที่สามารถใช้เป็นเครื่องมือจำลองสำหรับการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม อีกทั้งยังเป็นประโยชน์ในการตรวจสอบประสิทธิภาพอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท

### 2.1 วรรณกรรมหรืองานวิจัยที่เกี่ยวข้อง



รูปที่ 2.1 แผนผังงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

กระบวนการระดับน้ำถูกนำมาใช้กันอย่างแพร่หลายในด้านการวิจัยทางวิศวกรรมเพื่อพิสูจน์ความถูกต้องของแนวคิดหรือทดสอบประสิทธิภาพในการออกแบบระบบควบคุมแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำที่รู้จักกันอย่างแพร่หลาย คือกระบวนการระดับน้ำสี่ถังที่พัฒนาขึ้นโดย Johansson ในปี ค.ศ. 1999 [1] เนื่องจากมีพฤติกรรมทางพลวัตที่ไม่เป็นเชิงเส้น การตอบสนองแบบผกผัน ระบบมีการรบกวนกันของหลายตัวแปร และตำแหน่งซีโรของกระบวนการเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สามารถย้ายตำแหน่งจากด้านซ้ายไปขวาบนระนาบ s-plane ได้โดยง่ายจากการปรับค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ ด้วยคุณสมบัติที่หลายหลากกระบวนการระดับน้ำจึงถูกนำมาประยุกต์ใช้เพื่อพิสูจน์สมรรถนะและประสิทธิภาพของตัวควบคุมที่ออกแบบด้วยทฤษฎีต่างๆ มากมาย เช่น การออกแบบตัวควบคุม PI แบบตัดแปลงและดีคัปปลิงถูกพัฒนาขึ้นเพื่อลดการอิทธิพลจากการรบกวนกันระหว่าง 2 ลูปควบคุมระดับน้ำของกระบวนการระดับน้ำสี่ถัง [2] เทคนิคการออกแบบตัวชดเชยป้อนกลับเชิงปริมาณ (QFT) สำหรับระบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทและเมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอนของ Pre-filter (TFMs) ได้ถูกนำเสนอเพื่อแสดงถึงประโยชน์ต่อการควบคุมระบบที่มีการรบกวนกันของตัวแปรสำหรับกระบวนการระดับน้ำสี่ถัง [3] กลไกควบคุมการสลับตัวควบคุมหลายตัวถูกประยุกต์ใช้กับกระบวนการระดับน้ำเพื่อแสดงให้เห็นถึง เทคนิคการแก้ปัญหาคอมพิวเตอร์ในระบบที่ไม่เชิงเส้นด้วยเทคนิคการสวิตซ์ [4] การควบคุมการติดตามค่าอินพุทอ้างอิงด้วยเทคนิคการปรับเปลี่ยนโหมดแบบปรับตัวได้ถูกนำมาทดสอบเสถียรภาพโดยกระบวนการระดับน้ำสี่ถัง เพื่อแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพในการควบคุมแบบปรับตัวได้สำหรับระบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทที่มีการรบกวนภายนอก [5] การออกแบบตัวควบคุม Multi-parametric model predictive แบบกระจายส่วนถูกนำมาประยุกต์ใช้ในกระบวนการระดับน้ำแบบสี่ถัง [6] การควบคุมแบบรวมศูนย์โดยตัวควบคุม PID อันดับไม่เต็มส่วนได้ถูกออกแบบและประยุกต์ใช้กับกระบวนการระดับน้ำแบบสี่ถังเพื่อทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมในโหมด Nonlinear minimum phase ที่มีการรบกวนกัน [7] การควบคุมแบบปรับตัวได้โดยอาศัยโมเดลอ้างอิง (MRAC) ถูกพัฒนาด้วยโปรแกรม LabVIEW และนำเสนอเทคนิคการควบคุมอัตโนมัติสำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบสี่ถังที่มีการรบกวนกันของตัวแปรระดับน้ำในแต่ละถัง [8] ตัวชดเชยพีซซีแบบปรับตัวได้ถูกนำมาประยุกต์ใช้กับระบบควบคุมระดับแบบสองถังเพื่ออธิบายถึงการควบคุมแบบไม่เชิงเส้นที่สามารถปรับตัวได้ [9]

สำหรับการศึกษาวิจัยระบบน้ำถังหลายถัง ผู้วิจัยได้ทำการศึกษาและเผยแพร่บทความวิจัยหลายฉบับตั้งแต่ปี ค. ศ. 2004 [10] รวมถึงได้มีการนำมาใช้ประกอบการบรรยายในวิชาระบบการควบคุม ทั้งนี้เนื้อหางานวิจัยมุ่งเน้นที่การออกแบบระบบควบคุมสำหรับกระบวนการหลายอินพุทหลายเอาต์พุทอย่างมีประสิทธิภาพ เสถียรภาพ และความคงทน เช่น การออกแบบตัวควบคุม PID ด้วยเทคนิคการกำหนดอัตราส่วนคุณลักษณะ (CRA) การออกแบบตัวดีคัปปลิง และเทคนิคโครงสร้างระบบควบคุมแบบสององศาอิสระ (2DOF) ถูกประยุกต์ใช้กับกระบวนการระดับสองถังเพื่อทดสอบการสมรรถนะตัวควบคุมและปรับปรุงค่าพูนเกิน ค่าเวลาเข้าที่ของผลตอบสนอง [11 - 13] เทคนิคดีคัปปลิงแบบอินเวอร์ส ได้ถูกนำมาประยุกต์ใช้กับกระบวนการถังน้ำสี่ถังแบบตัดแปลงเพื่อแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพในการรักษาเสถียรภาพของระบบที่ในกรณีนี้ซีโรอยู่ด้านขวามือบนระนาบ s [14] ตัวควบคุมพีซซี PID พัฒนามนบอร์ดประมวลผล ARM7TDMI ถูกนำมาประยุกต์ใช้กับกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีผลต่อกัน เพื่อแสดงให้เห็นถึงสมรรถนะการควบคุมที่มีพฤติกรรมไม่เชิงเส้นของ Non-linear fuzzy inference เปรียบเทียบกับการควบคุม PID แบบดั้งเดิม [15] จนมาถึงงานวิจัยที่นำเสนอแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบตัดแปลง ซึ่งอธิบายถึงทรานเฟอร์ฟังก์ชันที่พัฒนาในรูปแบบที่เป็น General form ที่ง่ายต่อการปรับเปลี่ยนสู่ทรานเฟอร์ฟังก์ชันของกระบวนการระดับน้ำแบบต่างๆ ได้อย่างง่ายดาย เพื่อสามารถนำไปประยุกต์ใช้ในการออกแบบตัวควบคุมได้อย่างมีประสิทธิภาพ [16]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## 2.2 สรุปท้ายบท

รายละเอียดประวัติงานวิจัยที่เกี่ยวข้องข้างต้นจากอดีตถึงปัจจุบัน แสดงให้เห็นถึงความสำคัญ ของกระบวนการระดับน้ำ สำหรับการเป็นเครื่องมือในการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และ ออกแบบระบบควบคุม อีกทั้งยังเป็นประโยชน์ในการตรวจสอบประสิทธิภาพอัลกอริธึมการควบคุม สำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท

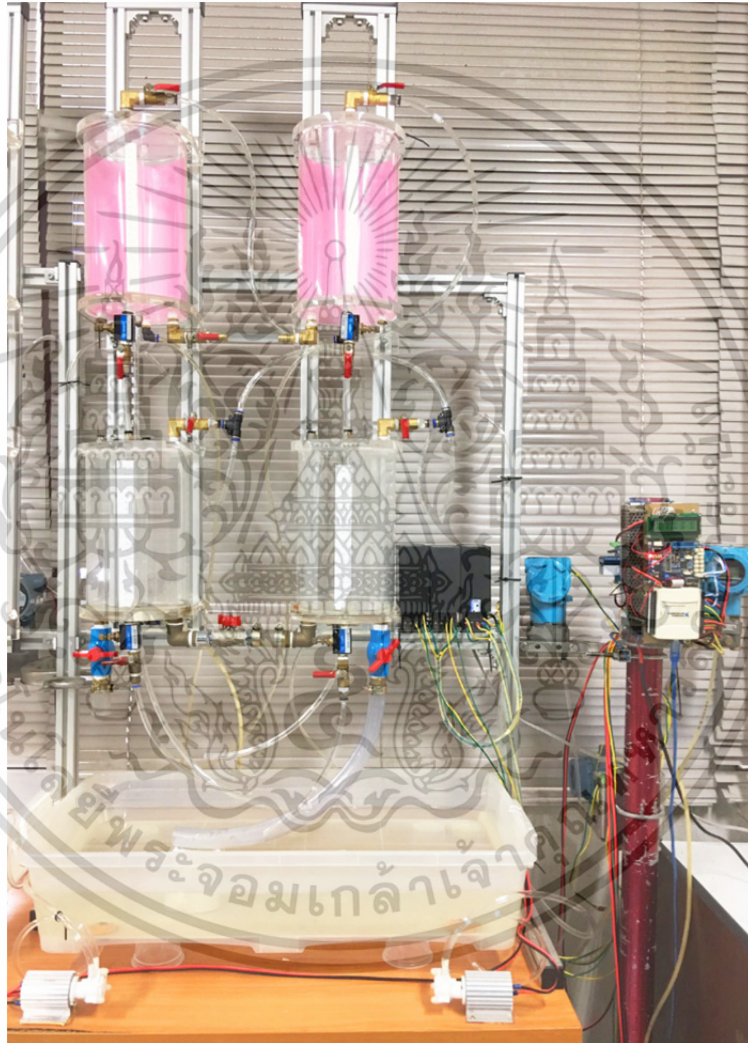


เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

### บทที่ 3

## กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

ในบทนี้อธิบายรายละเอียดของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ซึ่งประกอบด้วยเนื้อหาโครงสร้างและองค์ประกอบทางด้านฮาร์ดแวร์ โมเดลทางคณิตศาสตร์ รวมถึงทรานเฟอร์เมทริกซ์ของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างที่ถูกพัฒนาให้อยู่ในรูป General form เพื่อให้สามารถปรับแต่งสมการสู่กระบวนการระดับน้ำแบบต่างๆ ได้โดยง่าย



รูปที่ 3.1 องค์ประกอบกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

### 3.1 โครงสร้างและองค์ประกอบ

โครงสร้างของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างในรูปที่ 3.1 ถูกออกแบบให้มีความยืดหยุ่นโดยการเพิ่มวาล์วเชื่อมต่อระหว่างสองถังด้านบน และวาล์วเชื่อมต่อระหว่างสองถังด้านล่าง ให้มีลักษณะเป็นกระบวนการระดับน้ำสี่ถังที่มีการรบกวนกันแบบเต็ม (Quadruple-tank with full interacting process) เพื่อให้ผู้ใช้สามารถปรับเปลี่ยนโครงสร้างของกระบวนการระดับน้ำหลายถัง

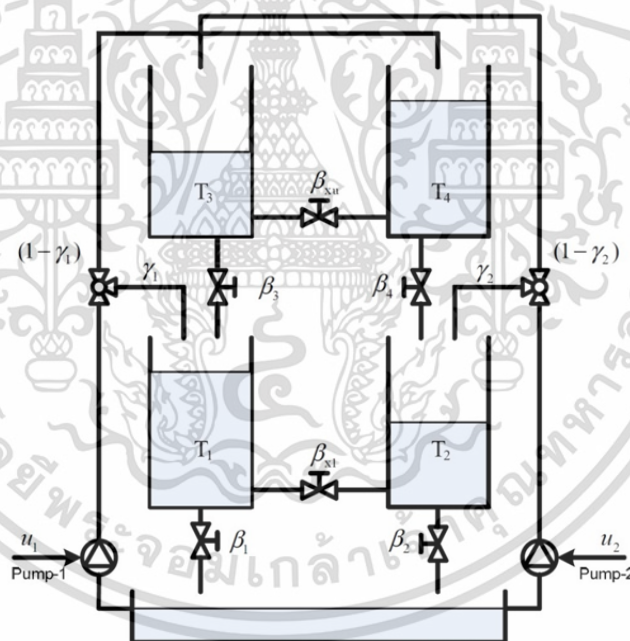
เอกสารนี้เป็นเอกสารทรัพย์สินทางปัญญาของสถาบันวิจัยได้ถึง 11-รูปแบบ นั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างประกอบด้วย ถังอะคริลิกทรงกระบอก ปริมาตร 1,192.5 ลูกบาศก์เซนติเมตร 4 ชุด ปัมป์เกียร์ API Instruments รุ่น P6 10.0006 2 ชุด อุปกรณ์แปลงสัญญาณแรงดันเป็นสัญญาณมาตรฐาน 4-20 มิลลิแอมป์ 4 ชุดสำหรับการวัดระดับน้ำ ถึงเก็บน้ำปริมาตร 32,000 ลูกบาศก์เซนติเมตร วาล์วแบบตัววอย ( $\gamma_i$ ) 2 ชุด สำหรับแบ่งเส้นทางการไหลของน้ำจากถังล่างไปสู่ถังบนในลักษณะทแยงมุม วาล์วทางออก ( $\beta_i$ ) 4 ชุด สำหรับถังน้ำแต่ละใบ วาล์วเชื่อมต่อระหว่างสองถังด้านล่าง ( $\beta_{xl}$ ) และวาล์วเชื่อมต่อระหว่างสองถังด้านบน ( $\beta_{xu}$ ) เอาท์พุทเป้าหมายของระบบควบคุมคือระดับน้ำในถัง ( $h_i$ ) อินพุทของระบบคือค่าแรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊มน้ำ ( $u_i$ )

### 3.2 โมเดลคณิตศาสตร์

โมเดลคณิตศาสตร์กระบวนการระดับน้ำ เป็นสมการดิฟเฟอเรนเชียลที่แสดงความสัมพันธ์ของตัวแปรต่างๆในระบบ โดยอาศัยหลักสมดุลมวลและกฎของแบร์นูลลี [1] ถูกใช้ในการสร้างทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง และใช้ในการวิเคราะห์คุณลักษณะของกระบวนการ รวมถึงการออกแบบตัวควบคุม มีรายละเอียดดังนี้



รูปที่ 3.2 ไดอะแกรมสำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง

#### 3.2.1 กระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง

จากไดอะแกรมของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างในรูปที่ 3.2 ความสัมพันธ์ระหว่างอินพุทและเอาท์พุทของระบบ แสดงดังสมการ

$$\begin{aligned} \frac{dh_1(t)}{dt} = & -\frac{\beta_1 a_1}{A} \sqrt{2gh_1(t)} + \frac{\beta_3 a_3}{A} \sqrt{2gh_3(t)} \\ & - \frac{\beta_{xl} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_1(t) - h_2(t)] \sqrt{2g|h_1(t) - h_2(t)|} + \frac{\gamma_1 k_{p1}}{A} u_1(t) \end{aligned} \quad (3.1)$$

$$\begin{aligned} \frac{dh_2(t)}{dt} = & -\frac{\beta_2 a_2}{A} \sqrt{2gh_2(t)} + \frac{\beta_4 a_4}{A} \sqrt{2gh_4(t)} \\ & + \frac{\beta_{xl} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_1(t) - h_2(t)] \sqrt{2g|h_1(t) - h_2(t)|} \\ & + \frac{\gamma_2 k_{p2}}{A} u_2(t) \end{aligned} \quad (3.2)$$

$$\begin{aligned} \frac{dh_3(t)}{dt} = & -\frac{\beta_3 a_3}{A} \sqrt{2gh_3(t)} + \frac{(1-\gamma_2)k_{p2}}{A} u_2(t) \\ & - \frac{\beta_{xu} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_3(t) - h_4(t)] \sqrt{2g|h_3(t) - h_4(t)|} \end{aligned} \quad (3.3)$$

$$\begin{aligned} \frac{dh_4(t)}{dt} = & -\frac{\beta_4 a_4}{A} \sqrt{2gh_4(t)} + \frac{(1-\gamma_1)k_{p1}}{A} u_1(t) \\ & + \frac{\beta_{xu} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_3(t) - h_4(t)] \sqrt{2g|h_3(t) - h_4(t)|} \end{aligned} \quad (3.4)$$

โดย

$A$ : พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $\text{cm}^2$ )

$a_i$ : พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $\text{cm}^2$ )

$a_x$ : พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $\text{cm}^2$ )

$h_i$ : ระดับน้ำในถังที่  $i$  ( $\text{cm}$ )

$u_j$ : แรงดันที่จ่ายให้กับปั๊ม (volt)

$\beta_i$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง

$\beta_{xl}$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง

$\beta_{xu}$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังบน

$\gamma_j$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั๊มสู่ระบบ

$k_{pi}$ : ค่าอัตราขยายของปั๊มน้ำ ( $\text{cm}^3/(\text{volt} \cdot \text{sec})$ )

$g$ : ค่าแรงโน้มถ่วงของโลก ( $981 \text{ cm/s}^2$ )

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง ในสมการที่ 3.5 เป็นสมการโมเดลทางไดนามิกแบบ linearized ของกระบวนการ ถูกพัฒนาให้อยู่ในรูป General form เพื่อให้สามารถปรับแต่งสมการสู่กระบวนการระดับน้ำแบบต่างๆ ได้โดยง่าย แสดงความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุท ( $U_1, U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุทถังที่ 1 และ 2 ( $H_1, H_2$ )

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.5)$$

$$\begin{aligned} g_{11}(s) = \frac{H_1(s)}{U_1(s)} &= \frac{\left[ \frac{T_1 T_4 (1-\gamma_1) k_{p1}}{T_3 A} \right] + T_{3XU} \frac{T_1 T_2 T_{xu} (1-\gamma_1) k_{p1}}{T_{xl} T_3 A T_{2XL}}}{T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu}}{T_3} T_{3XU} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right] \left[ T_{1XL} - \left( \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{T_{2XL}} \right) \right]} + \\ & \frac{T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu}}{T_3} T_{3XU} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right] \frac{T_1 \gamma_1 k_{p1}}{A}}{T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu}}{T_3} T_{3XU} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right] \left[ T_{1XL} - \left( \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{T_{2XL}} \right) \right]} \end{aligned} \quad (3.6)$$

$$\begin{aligned} g_{12}(s) = \frac{H_1(s)}{U_2(s)} &= \frac{\left[ T_{2XL} \frac{T_{xl} (1-\gamma_2) k_{p2}}{A} \right] + \left[ \frac{T_2 T_3 (1-\gamma_2) k_{p2}}{A T_{xu} T_{4XU}} \right]}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \left[ T_{2XL} \left( \frac{T_{xl}}{T_1} \right) T_{1XL} - \frac{T_2}{T_{xl}} \right]} + \\ & \frac{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \frac{T_2 \gamma_2 k_{p2}}{A}}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \left[ T_{2XL} \left( \frac{T_{xl}}{T_1} \right) T_{1XL} - \frac{T_2}{T_{xl}} \right]} \end{aligned} \quad (3.7)$$

$$\begin{aligned} g_{21}(s) = \frac{H_2(s)}{U_1(s)} &= \frac{\left[ T_{1XL} T_{3XU} T_{xu} T_{xl} (1-\gamma_1) k_{p1} + T_1 T_4 (1-\gamma_1) k_{p1} \right] / T_3 A}{\left[ \frac{T_{1XL} T_{2XL} T_{xl}}{T_2} - \frac{T_1}{T_{xl}} \right] \left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu}}{T_3} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right]} + \\ & \frac{\left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu}}{T_3} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right] \frac{T_1 \gamma_1 k_{p1}}{A}}{\left[ \frac{T_{1XL} T_{2XL} T_{xl}}{T_2} - \frac{T_1}{T_{xl}} \right] \left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu}}{T_3} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right]} \end{aligned} \quad (3.8)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\begin{aligned}
g_{22}(s) &= \frac{H_2(s)}{U_2(s)} \\
&= \frac{T_2 T_3 (1-\gamma_2) k_{p2}}{A T_{xu} T_{4XU}} + \frac{T_1 T_2 (1-\gamma_2) k_{p2}}{A T_{xl} T_{1XL}} + \\
&= \frac{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \left[ T_{2xL} - \frac{T_1 T_2}{T_{1xL} T_{xl}^2} \right] + \\
&\quad \left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{4XU} T_{xu}^2} \right] \frac{T_2 \gamma_2 k_{p2}}{A}}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{4XU} T_{xu}^2} \right] \left[ T_{2xL} - \frac{T_1 T_2}{T_{1xL} T_{xl}^2} \right]} \quad (3.9)
\end{aligned}$$

โดย

$H_1$ : ระดับน้ำในถังที่ 1 (cm)

$H_2$ : ระดับน้ำในถังที่ 2 (cm)

$U_1$ : แรงดันไฟฟ้าอินพุทของปั๊มตัวที่ 1 (volt)

$U_2$ : แรงดันไฟฟ้าอินพุทของปั๊มตัวที่ 2 (volt)

$$\frac{1}{T_i} = \frac{\beta_i a_i}{A} \sqrt{\frac{g}{2h_i}} \quad (3.10)$$

$$\frac{1}{T_{xu}} = \frac{\beta_{xu} a_x}{A} \sqrt{\frac{g}{2|h_3 - h_4|}} \quad (3.11)$$

$$\frac{1}{T_{xl}} = \frac{\beta_{xl} a_x}{A} \sqrt{\frac{g}{2|h_1 - h_2|}} \quad (3.12)$$

$$T_{1XL} = \left[ T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right] \quad (3.13)$$

$$T_{2xL} = \left[ T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right] \quad (3.14)$$

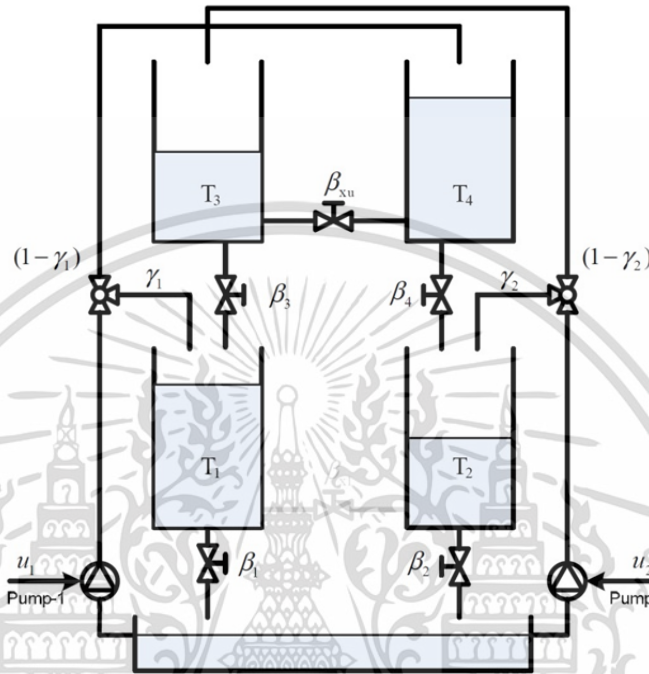
$$T_{3XU} = \left[ T_3 s + 1 + \frac{T_3}{T_{xu}} \right] \quad (3.15)$$

$$T_{4XU} = \left[ T_4 s + 1 + \frac{T_4}{T_{xu}} \right] \quad (3.16)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

### 3.2.2 กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน แสดงดังสมการที่ 3.17 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุท ( $U_1, U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุทถังที่ 1 และ 2 ( $H_1, H_2$ )



รูปที่ 3.3 กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.17)$$

$$g_{11}(s) = \frac{H_1(s)}{U_1(s)} = \frac{\left[ \frac{T_1 T_4 (1 - \gamma_1) k_{p1}}{T_3 A} \right] + T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu} T_{3XU}}{T_3} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right] \frac{T_1 \gamma_1 k_1}{A}}{T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu} T_{3XU}}{T_3} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right] [T_1 s + 1]} \quad (3.18)$$

$$g_{12}(s) = \frac{H_1(s)}{U_2(s)} = \frac{\left[ (T_2 s + 1) \frac{(1 - \gamma_2) k_{p2}}{A} \right]}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu}^2 T_{4XU}} \right] \left[ (T_2 s + 1) \left( \frac{1}{T_1} \right) (T_1 s + 1) \right]} \quad (3.19)$$

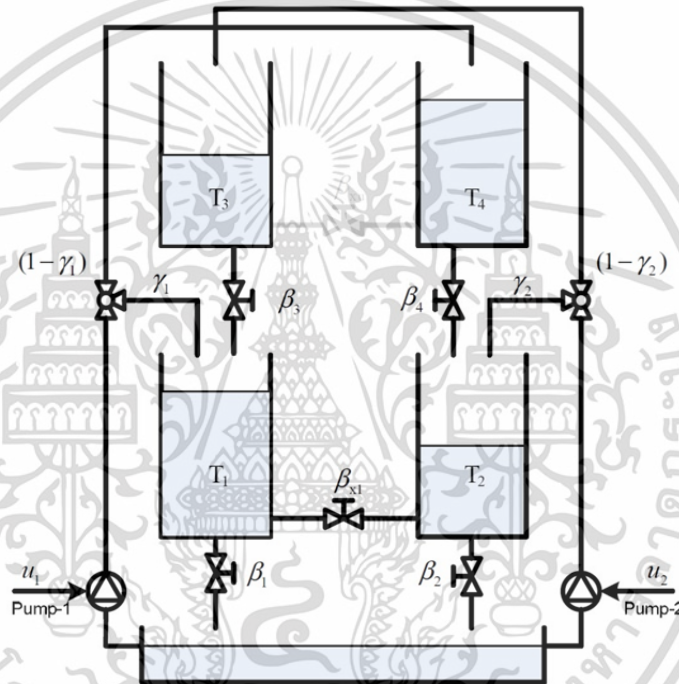
$$g_{21}(s) = \frac{H_2(s)}{U_1(s)} = \frac{\left[ T_{3XU} T_{xu} (1 - \gamma_1) k_{p1} \right] / T_3 A}{\left[ \frac{(T_2 s + 1)}{T_2} \right] \left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu}}{T_3} - \frac{T_4}{T_{xu}} \right]} \quad (3.20)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$g_{22}(s) = \frac{H_2(s)}{U_2(s)} = \frac{\frac{T_2 T_3 (1 - \gamma_2) k_{p2}}{A T_{xu} T_{4xu}} + \left[ T_{3xu} - \frac{T_3 T_4}{T_{4xu} T_{xu}^2} \right] \frac{T_2 \gamma_2 k_{p2}}{A}}{\left[ T_{3xu} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu}^2 T_{4xu}} \right] [T_2 s + 1]} \quad (3.21)$$

### 3.2.3 กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง แสดงดังสมการที่ 3.22 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุท ( $U_1, U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุทถังที่ 1 และ 2 ( $H_1, H_2$ )



รูปที่ 3.4 กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.22)$$

$$g_{11}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_1 T_1 k_{p1}}{A} + \frac{(1 - \gamma_1) T_1 T_2 k_{p1} / T_{xl} A}{(T_4 s + 1)(T_2 s + 1 + (T_2 / T_{xl}))} \right)}{\left( T_1 s + 1 + (T_1 / T_{xl}) \right) - \left( \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{(T_2 s + 1 + (T_2 / T_{xl}))} \right)} \quad (3.23)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$g_{12}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_2 T_2^k p_2}{A} + \left( T_2^{s+1} + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) \cdot T_{xl} \cdot \frac{(1-\gamma_2) \cdot k p_2 / A}{(T_3^{s+1})} \right)}{\left( \frac{T_{xl}}{T_1} \cdot \left( T_2^{s+1} + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) \cdot \left( T_1^{s+1} + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) - \frac{T_2}{T_{xl}} \right)} \quad (3.24)$$

$$g_{21}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_1 T_1^k p_1}{A} + \frac{T_{xl}}{T_2} \left( T_1^{s+1} + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) \left( \frac{(1-\gamma_1) T_2^k p_1 / A}{(T_4^{s+1})} \right) \right)}{\left( \frac{T_{xl}}{T_2} \cdot \left( T_1^{s+1} + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) \cdot \left( T_2^{s+1} + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1}{T_{xl}} \right)} \quad (3.25)$$

$$g_{22}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_2 T_2^k p_2}{A} + \frac{(1-\gamma_2) \cdot T_1 T_2 \cdot k p_2 / T_{xl} A}{(T_3^{s+1}) \left( T_1^{s+1} + \frac{T_1}{T_{xl}} \right)} \right)}{\left( \left( T_2^{s+1} + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{\left( T_1^{s+1} + \frac{T_1}{T_{xl}} \right)} \right)} \quad (3.26)$$

### 3.2.4 กระบวนการระดับน้ำส่ถึง

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำส่ถึง แสดงดังสมการที่ 3.27 ใช้ อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุต ( $U_1, U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุตถึงที่ 1 และ 2 ( $H_1, H_2$ )

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.27)$$

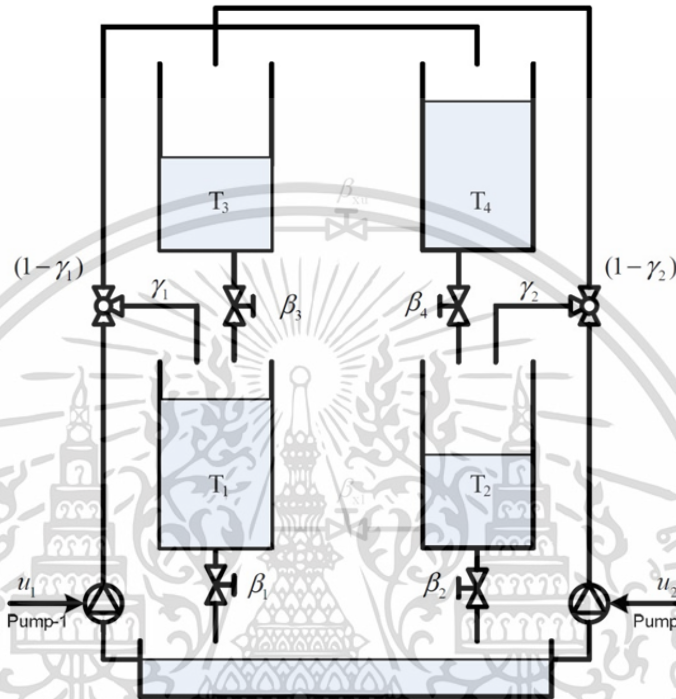
$$G_{11}(s) = \frac{\gamma_1 T_1^k p_1 / A}{(T_1 s + 1)} \quad (3.28)$$

$$G_{12}(s) = \frac{(1-\gamma_2) T_1^k p_2 / A}{(T_1 s + 1) \cdot (T_3 s + 1)} \quad (3.29)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_{21}(s) = \frac{(1-\gamma_1)T_2k_{p1}/A}{(T_4s+1)(T_2s+1)} \quad (3.30)$$

$$G_{22}(s) = \frac{\gamma_2T_2k_{p2}/A}{(T_2s+1)} \quad (3.31)$$



รูปที่ 3.5 กระบวนการระดับน้ำสี่ถัง

### 3.2.5 กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน

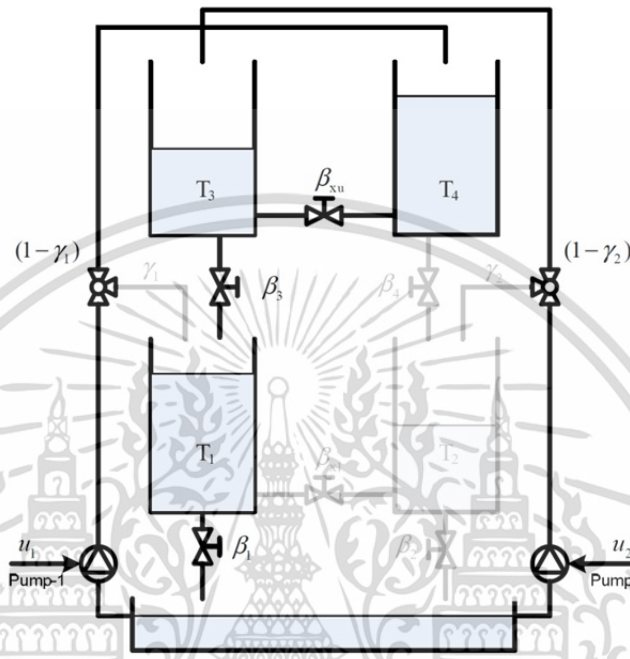
เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน แสดงดังสมการที่ 3.32 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุท ( $U_1$ ) และระดับน้ำเอาต์พุตถังที่ 1 และ 2

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.32)$$

$$G_{11}(s) = \frac{\frac{T_1k_{p1}}{T_3A}}{\left[ \left( s + \frac{1}{T_{xu}} \right) \left( sT_3 + 1 + \frac{T_3}{T_{xu}} \right) \frac{T_{xu}}{T_3} - \frac{1}{T_{xu}} \right] (sT_1 + 1)} \quad (3.33)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_{12}(s) = \frac{\frac{k_{p2}T_1}{A(sT_1+1)}}{\left(sT_3+1+\frac{T_3}{T_{xu}}\right) - \frac{T_3}{T_{xu}} \frac{1}{T_{xu}} \frac{1}{\left(s+\frac{1}{T_{xu}}\right)}} \quad (3.34)$$



รูปที่ 3.6 กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน

### 3.2.6 กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

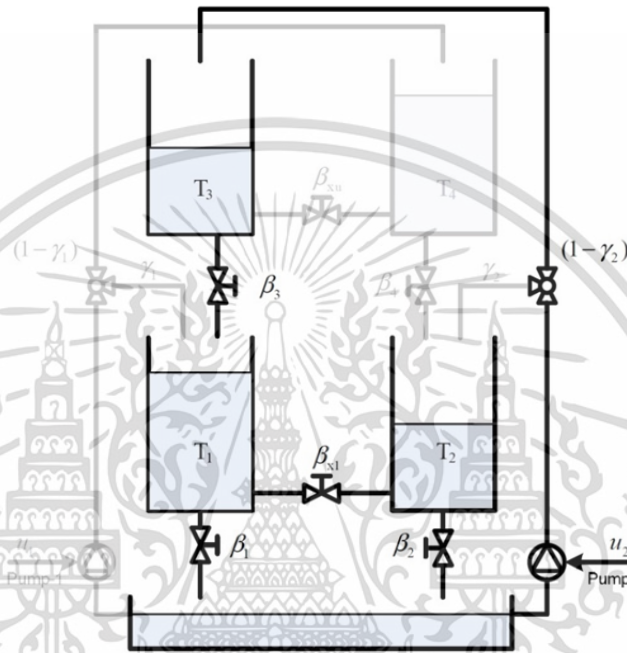
เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง แสดงดังสมการที่ 3.35 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุต ( $U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุตถังที่ 1 และ 2

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & G_{12}(s) \\ 0 & G_{22}(s) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 0 \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.35)$$

$$G_{12}(s) = \frac{\left(T_2s+1+\frac{T_2}{T_{xl}}\right) \cdot T_{xl} \cdot \frac{k_{p2}/A}{(T_3s+1)}}{\left(\frac{T_{xl}}{T_1} \cdot \left(T_2s+1+\frac{T_2}{T_{xl}}\right) \cdot \left(T_1s+1+\frac{T_1}{T_{xl}}\right) - \frac{T_2}{T_{xl}}\right)} \quad (3.36)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_{22}(s) = \frac{\frac{T_1 T_2 \cdot k_{p2} / T_{xl} A}{(T_3 s + 1) \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right)}}{\left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{\left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right)}} \quad (3.37)$$



รูปที่ 3.7 กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

### 3.2.7 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง แสดงดังสมการที่ 3.38 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุท ( $U_1, U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุตถึงที่ 1 และ 2

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.38)$$

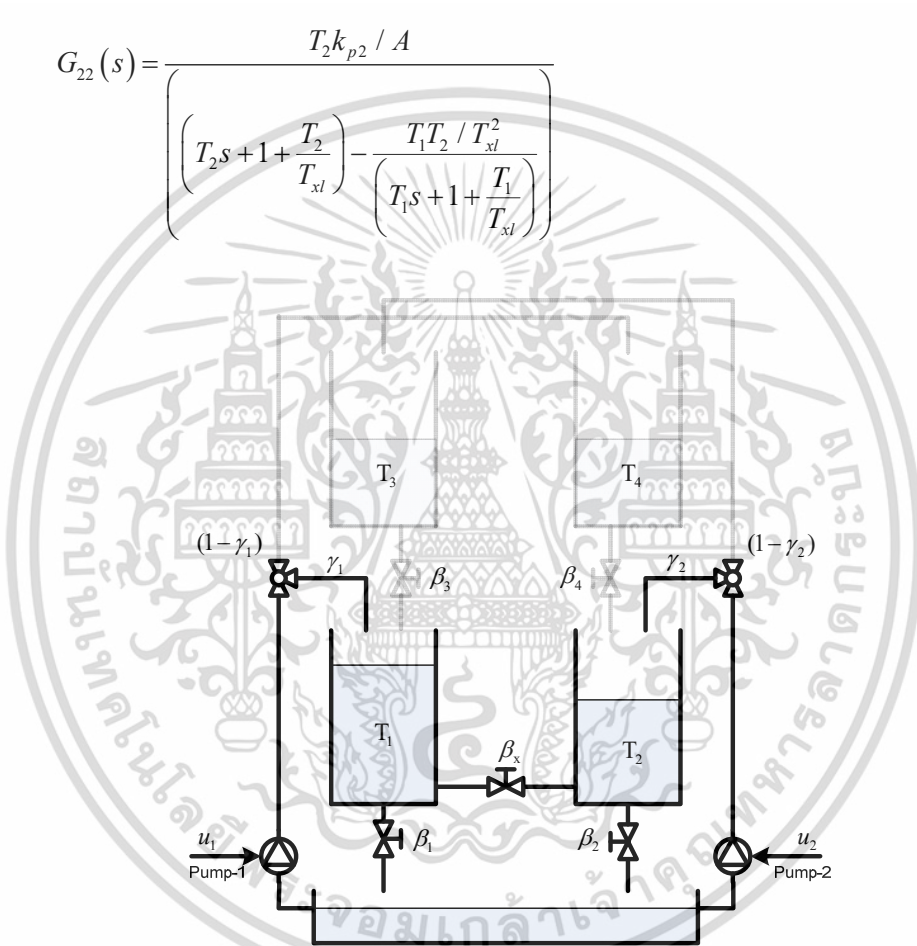
$$G_{11}(s) = \frac{T_1 k_{p1} / A}{\left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) - \left( \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{\left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right)} \right)} \quad (3.39)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_{12}(s) = \frac{T_2 k_{p2} / A}{\left( \frac{T_{xl}}{T_1} \cdot \left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) \cdot \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) - \frac{T_2}{T_{xl}} \right)} \quad (3.40)$$

$$G_{21}(s) = \frac{T_1 k_{p1} / A}{\left( \frac{T_{xl}}{T_2} \cdot \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) \cdot \left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1}{T_{xl}} \right)} \quad (3.41)$$

$$G_{22}(s) = \frac{T_2 k_{p2} / A}{\left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{\left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right)}} \quad (3.42)$$



รูปที่ 3.8 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

### 3.2.8 กระบวนการระดับน้ำสองถัง

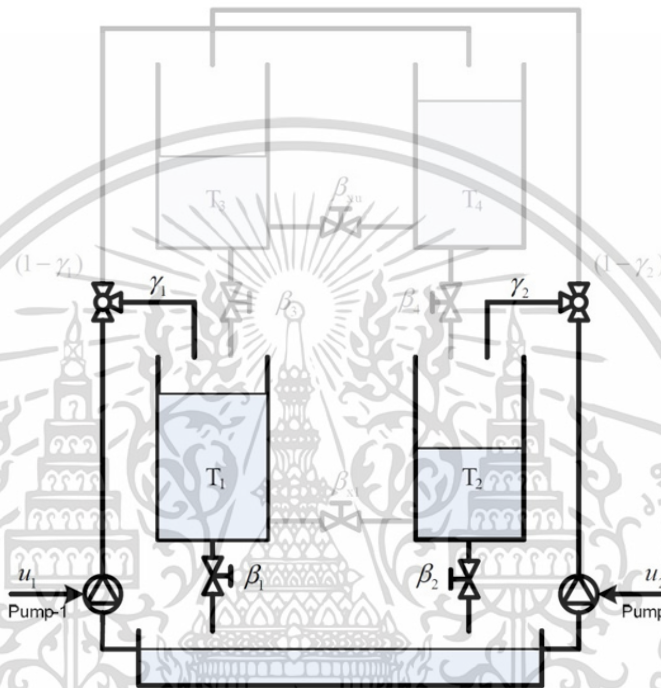
เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสองถัง แสดงดังสมการที่ 3.43 ใช้ อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุต ( $U_1, U_2$ ) และระดับน้ำเอาต์พุตถึงที่ 1 และ 2

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 \\ 0 & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.43)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_{11}(s) = \frac{T_1 k_{p1} / A}{(T_1 s + 1)} \quad (3.44)$$

$$G_{22}(s) = \frac{T_2 k_{p2} / A}{(T_2 s + 1)} \quad (3.45)$$



รูปที่ 3.9 กระบวนการระดับน้ำสองถัง

### 3.2.9 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุต 2 เอาท์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

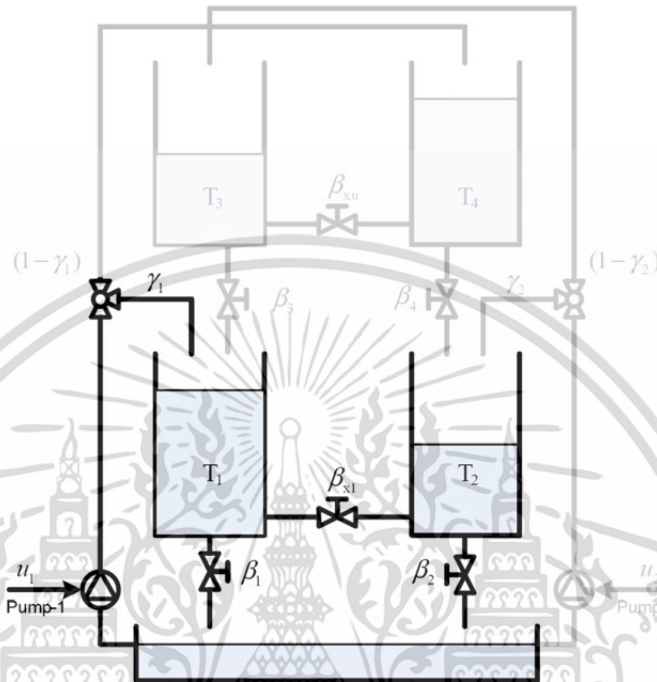
เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุต 2 เอาท์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง แสดงดังสมการที่ 3.46 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุต ( $U_1$ ) และระดับน้ำเอาท์พุทถังที่ 1 และ 2

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 \\ G_{21}(s) & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ 0 \end{bmatrix} \quad (3.46)$$

$$G_{11}(s) = \frac{T_1 k_{p1} / A}{\left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{\left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right)}} \quad (3.47)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_{21}(s) = \frac{T_1 k_{p1} / A}{\frac{T_{xl}}{T_2} \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right) \left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right) - \frac{T_1}{T_{xl}}} \quad (3.48)$$



รูปที่ 3.10 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุต 2 เอาท์พุทที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

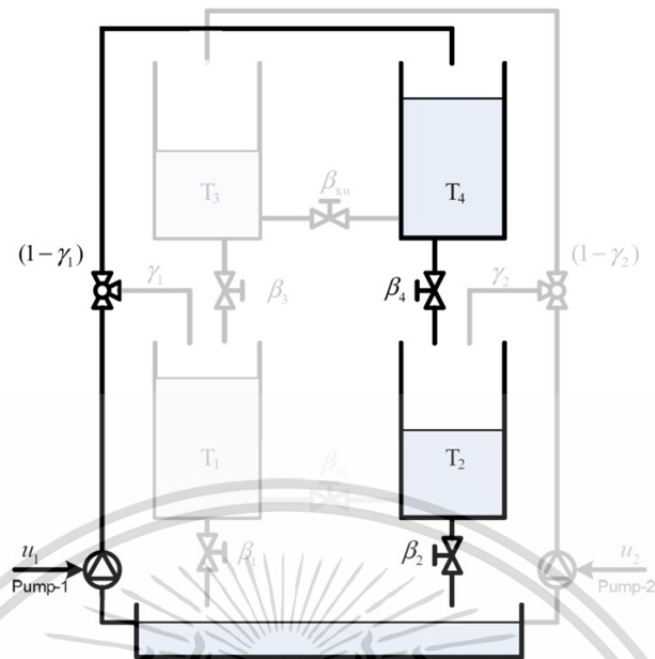
### 3.2.10 กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบอนุกรม

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำสองถังอนุกรมแบบ 1 อินพุต 2 เอาท์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง แสดงดังสมการที่ 3.49 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุท ( $U_1$ ) และระดับน้ำเอาท์พุทถังที่ 1 และ 4

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ G_{21}(s) & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ 0 \end{bmatrix} \quad (3.49)$$

$$G_{21}(s) = \frac{T_2 k_{p1} / A}{(T_2 s + 1)(T_4 s + 1)} \quad (3.50)$$

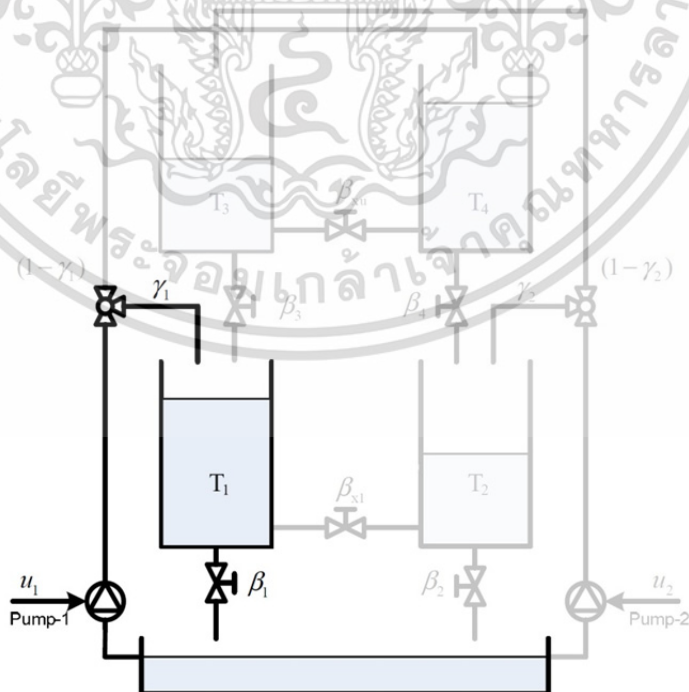
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.11 กระบวนการระดับน้ำสองถึงแบบอนุกรม

### 3.2.11 กระบวนการระดับน้ำหนึ่งถึงแบบ 1 อินพุต 1 เอาท์พุท

เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอน  $G(s)$  ของกระบวนการระดับน้ำหนึ่งถึงแบบ 1 อินพุต 1 เอาท์พุท แสดงดังสมการที่ 3.51 ใช้อธิบายความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้าอินพุต ( $U_1$ ) และระดับน้ำเอาท์พุทครั้งที่ 1



รูปที่ 3.12 กระบวนการระดับน้ำหนึ่งถึงแบบ 1 อินพุต 1 เอาท์พุท

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} U_1(s) \\ 0 \end{bmatrix} \quad (3.51)$$

$$G_{11}(s) = \frac{T_1 k_{p1} / A}{(T_1 s + 1)} \quad (3.52)$$

### 3.3 คุณสมบัติของกระบวนการ

สำหรับกรณี กระบวนการระดับน้ำหลายโครงสร้างแบบ 2 อินพุต 2 เอาท์พุทนั้น ค่า Relative gain array (RGA)  $\Lambda = G \cdot (G^T)^{-1}$  มีค่าเป็น

$$\Lambda = \begin{bmatrix} m & 1-m \\ 1-m & m \end{bmatrix} \quad (3.53)$$

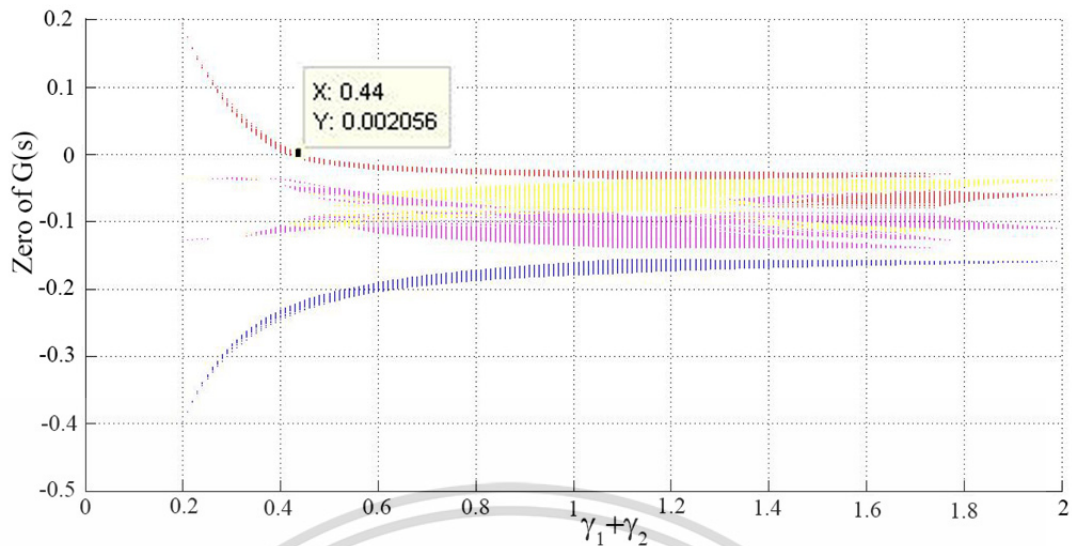
โดย

$$m = \frac{g_{11}(0) \cdot g_{22}(0)}{g_{11}(0) \cdot g_{22}(0) - g_{12}(0) \cdot g_{21}(0)} \quad (3.54)$$

ความสัมพันธ์ในสมการที่ 3.54 แสดงให้เห็นถึงความมีผลต่อกันระหว่างอินพุต ( $U_1, U_2$ ) และเอาท์พุท ( $H_1, H_2$ ) ซึ่งขึ้นกับค่า  $T_1, T_2, T_3, T_4, \gamma_1$  และ  $\gamma_2$  หากการรบกวนกันระหว่างลูปมีค่ามาก จะต้องมีการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบกระจายส่วน หรือใช้ตัวชดเชยดีคัปปลิ้งเพื่อให้สามารถควบคุมเอาท์พุทในลูปที่ต้องการได้อย่างมีประสิทธิภาพ

ค่าซีโรของเมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ในสมการที่ 3.5 สามารถแสดงตำแหน่งบนระนาบเอส (S-plane) ดังรูปที่ 3.13 โดย ตำแหน่งซีโรของกระบวนการสามารถเคลื่อนที่จากระนาบฝั่งซ้ายไปสู่ระนาบฝั่งขวาด้วยการปรับเปลี่ยนค่า ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั๊มสู่ระบบ  $\gamma_1$  และ  $\gamma_2$  โดยหากต้องการให้ระบบอยู่ในโหมดเฟสต่ำสุด ซีโรทั้งหมดอยู่ในฝั่งซ้ายของระนาบเอส (S-plane) ค่า  $\gamma_1 + \gamma_2$  จะมีค่าอยู่ในช่วง  $0.44 < \gamma_1 + \gamma_2 < 2$  แต่หากต้องการให้ระบบอยู่ในโหมดเฟสไม่ต่ำสุด ซีโรบางตัวอยู่ในฝั่งขวาของระนาบเอส (S-plane) ค่า  $\gamma_1 + \gamma_2$  จะมีค่าอยู่ในช่วง  $0 < \gamma_1 + \gamma_2 < 0.44$  ในกรณีที่  $\gamma_1 + \gamma_2 = 0.44$  ค่าซีโรจะอยู่ที่จุดออริจิน ( $s=0$ )

ความสามารถในการปรับเปลี่ยนตำแหน่งซีโรของกระบวนการจากระนาบฝั่งซ้าย ไปสู่ระนาบขวา ถือเป็นข้อดีอย่างมากสำหรับกระบวนการที่ใช้ในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม เพราะเป็นกระบวนการที่สามารถสร้างโจทย์วิจัยที่ทำหาย ต่อระดับประสิทธิภาพของตัวควบคุมที่ออกแบบให้สามารถประยุกต์ใช้ได้ทั้งในโหมดเฟสต่ำสุดและเฟสไม่ต่ำสุด



รูปที่ 3.13 ตำแหน่งซีโรของกระบวนการระดับน้ำหลายโครงสร้าง

### 3.4 สรุปท้ายบท

โมเดลทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง ถูกพัฒนาให้อยู่ในรูปแบบของ General form สามารถปรับแต่งสมการสู่กระบวนการระดับน้ำแบบต่างๆ ในรูปเมทริกซ์ถ่ายโอนของกระบวนการ ซึ่งจะถูกนำมาใช้ในการพัฒนา ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง ซึ่งจะกล่าวถึงในบทต่อไป

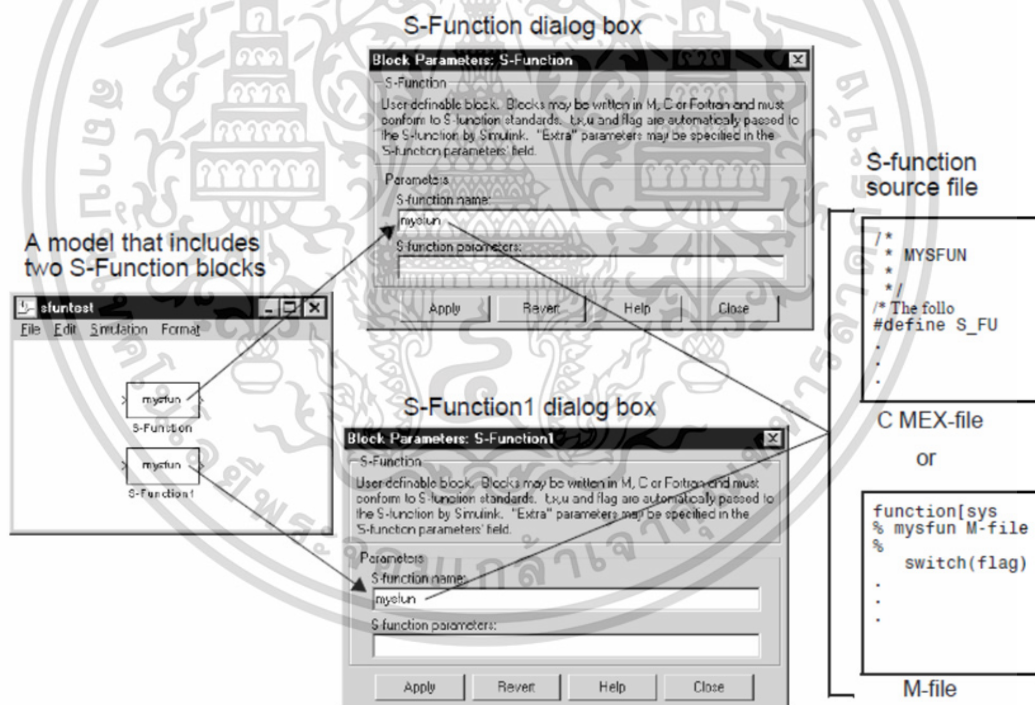
## บทที่ 4

# ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

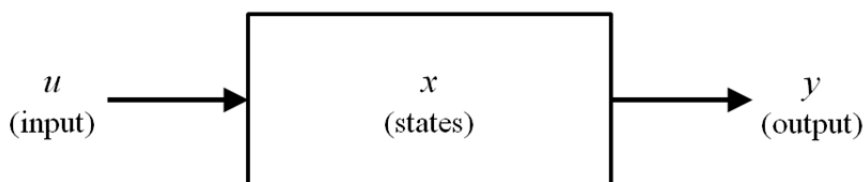
บทนี้กล่าวถึงคุณลักษณะและการประยุกต์ใช้งานซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง อันประกอบด้วยชุดของฟังก์ชันสำเร็จรูปสำหรับโมเดลแบบไดนามิกที่สร้างจากสมการดิฟเฟอเรนเชียลแบบไม่เชิงเส้นของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายถัง เช่น กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งมีผลกระทบต่อกันอย่างเต็มรูปแบบ กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบหลายอินพุทหนึ่งเอาต์พุท กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุทซึ่งซึ่งมีผลกระทบต่อกัน

### 4.1 คุณลักษณะของทูลบ็อกซ์

#### 4.1.1 MATLAB เอสฟังก์ชัน (S-Function)

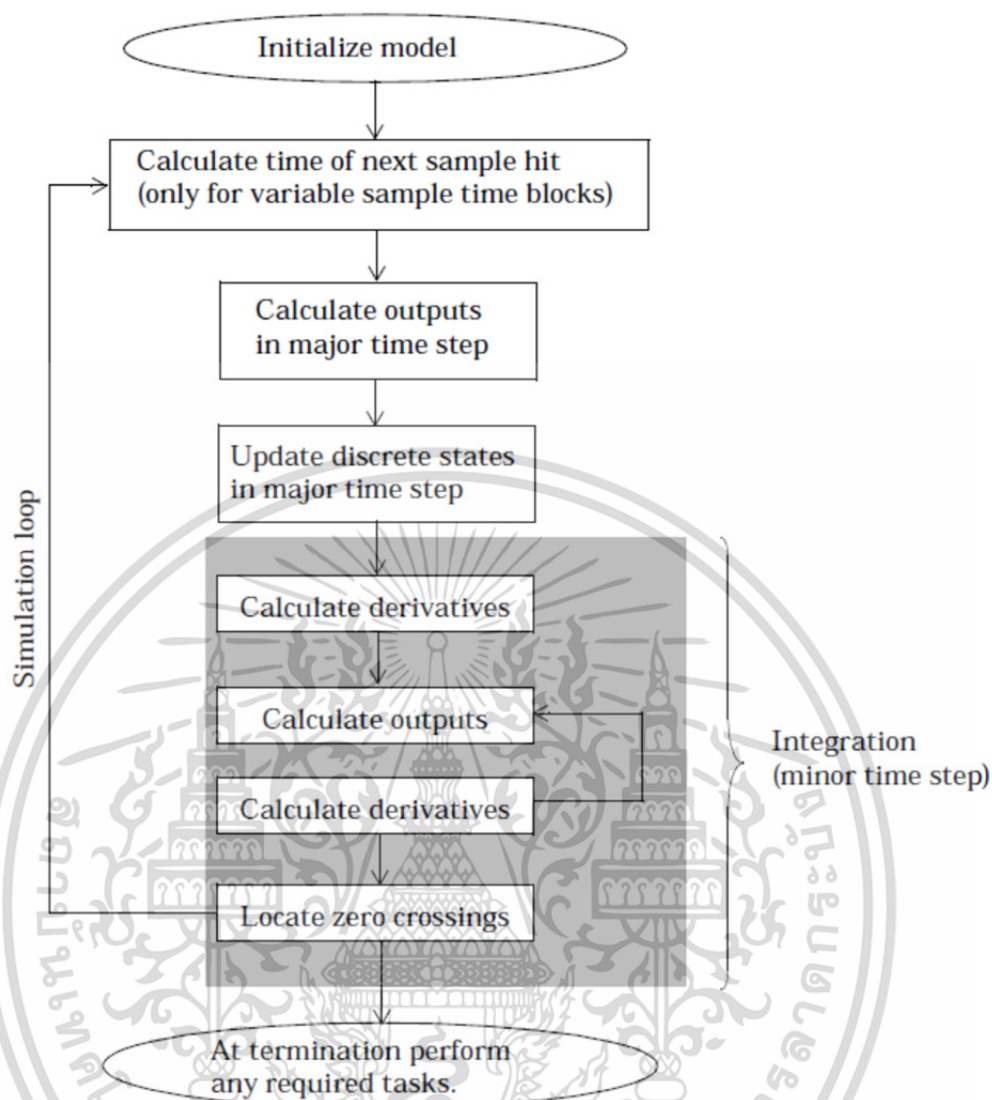


รูปที่ 4.1 บล็อกเอสฟังก์ชัน (S-function)



รูปที่ 4.2 การทำงานของเอสฟังก์ชัน (S-function)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.3 กระบวนการจำลองโดยเอสฟังก์ชัน (S-function)

เอสฟังก์ชัน (S-Function) คือ สคริปหรือโปรแกรมย่อยสำหรับการคำนวณหรือแก้สมการเชิงพีชคณิตที่สร้างจากชุดคำสั่งของโปรแกรม MATLAB หรือภาษาซี สามารถคอมไพล์ให้อยู่ในรูปแบบไฟล์ (P-file) หรือซีเม็กไฟล์ (C Mex-file)

ในโปรแกรม Simulink ผู้ใช้สามารถสั่งงานเอสฟังก์ชันผ่านทางบล็อกเอสฟังก์ชัน (S-Function Block) ดังรูป 4.1 บล็อกเอสฟังก์ชันสามารถกำหนดให้เรียกการทำงานไปยังสคริปซีเม็กไฟล์ (C Mex-file) หรือ เอ็มไฟล์ (m-file) และสามารถสร้างมาสก์ (Simulink mask) ในการส่งผ่านตัวแปรระหว่างผู้ใช้ไปยังสคริป

หลักการการทำงานของเอสฟังก์ชัน แสดงดังรูปที่ 4.2 บล็อกเอสฟังก์ชันรับค่าอินพุตเวกเตอร์ ( $u$ ) เพื่อคำนวณเวกเตอร์สำหรับตัวแปรสถานะ ( $x$ ) และส่งกลับค่าเวกเตอร์สำหรับตัวแปรเอาต์พุต ( $y$ ) รูปที่ 4.3 แสดงขั้นตอนการจำลองของเอสฟังก์ชัน ซึ่งประกอบด้วย การกำหนดค่าเริ่มต้น การคำนวณเวลาการเกิดขึ้นของตัวอย่างถัดไป การคำนวณเอาต์พุตในสแต็ปหลัก การอัปเดตสถานะที่ไม่เอกลสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ต่อเนื่องของตัวแปรสเตปในสตีปหลัก การคำนวณอนุพันธ์ของตัวแปรสเตป และการคำนวณค่าเอาต์พุต

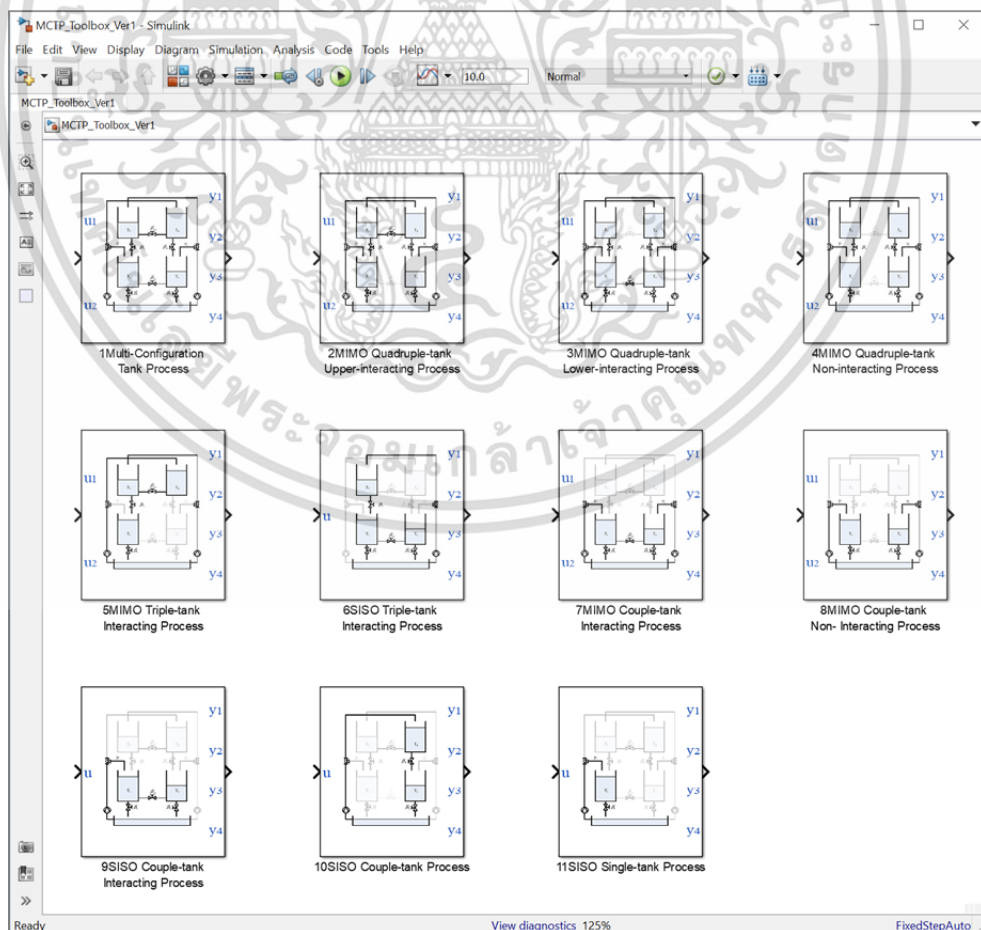
#### 4.1.2 คุณสมบัติอันเป็นประโยชน์ของทูลบ็อกซ์

รูปที่ 4.4 แสดงซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ที่ถูกพัฒนาอยู่ในรูปไฟล์ (P-file) ของเอสฟังก์ชัน (S-Function) แบบไม่ต่อเนื่อง ทำงานอยู่บนสภาพแวดล้อมของโปรแกรม MATLAB ซึ่งประกอบด้วยหลายฟังก์ชันที่ไม่เชิงเส้นของโมเดลแบบไดนามิกของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง เช่น กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุตหลายเอาต์พุตซึ่งมีผลกระทบต่อกันอย่างเต็มรูปแบบ กระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบหลายอินพุตหลายเอาต์พุต กระบวนการระดับน้ำสามถังแบบหลายอินพุตหนึ่งเอาต์พุต กระบวนการระดับน้ำสองถังแบบหลายอินพุตหลายเอาต์พุตซึ่งมีผลกระทบต่อกัน คุณลักษณะกระบวนการจะถูกครอบไว้ภายในเอสฟังก์ชันในรูปของพารามิเตอร์อินพุต ดังนั้นจึงสามารถปรับคุณสมบัติทางกายภาพของโมเดลจำลองได้โดยง่ายจากการกำหนดค่าอินพุตเหล่านี้ ซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์พัฒนาโดยโปรแกรม MATLAB เวอร์ชัน 2015 ประกอบด้วย 3 ไฟล์ ดังนี้

mct\_init.m : m ไฟล์สำหรับกำหนดค่าพารามิเตอร์เริ่มต้น

MCTP\_Toolbox.mdl : ทูลบ็อกซ์ไลบรารี

model1.p – model11.p : ไฟล์ (P-File) สำหรับซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์



รูปที่ 4.4 ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

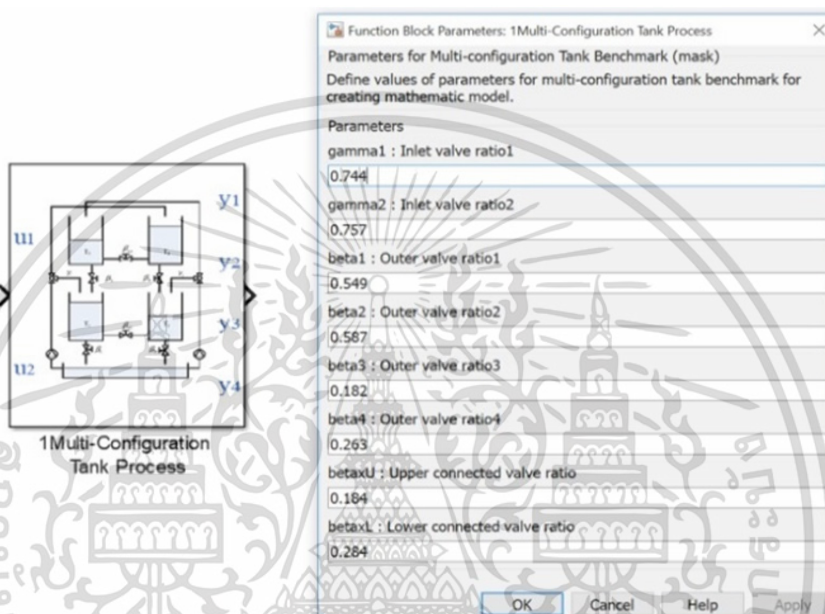
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่เสวนาวิชาสำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาค้นคว้าเท่านั้น เมื่อนักเรียนไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## 4.2 การประยุกต์ใช้งาน

การประยุกต์ใช้งานซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง จะต้องมีความเข้าใจในโมเดลทางคณิตศาสตร์ที่เกี่ยวข้องกับฟังก์ชันบล็อกที่ต้องการใช้งาน ดังที่อธิบายในบทที่ 3 เพื่อที่จะสามารถปรับเปลี่ยนค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการระดับน้ำให้มีคุณสมบัติตามที่ต้องการได้

### 4.2.1 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

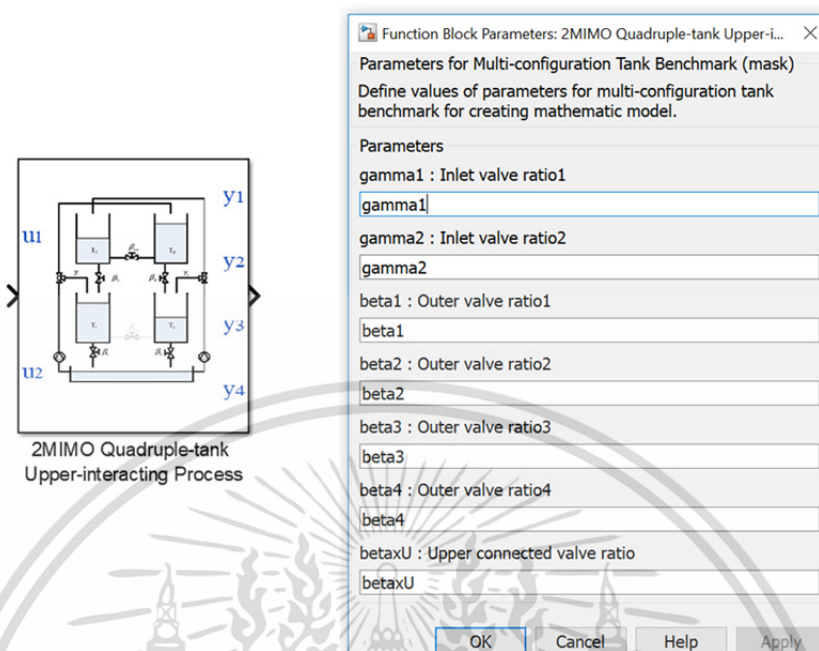


รูปที่ 4.5 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างหรือกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบนและด้านล่าง เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุท หลายเอาต์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำในแต่ละถังอย่างมาก เหมาะกับการทดสอบคุณสมบัติระบบควบคุมแบบกระจายศูนย์ หรือการใช้ดีคัปปลิง อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาต์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2, y_3, y_4$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั๊มสู่ระบบ ( $\gamma_1, \gamma_2$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2, \beta_3, \beta_4$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง ( $\beta_{xl}$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังบน ( $\beta_{xu}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2, a_3, a_4$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xu}, a_{xl}$ ) ค่าอัตราขยายของปั๊มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จากไฟล์ `mct_init.m`

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## 4.2.2 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน



รูปที่ 4.6 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน

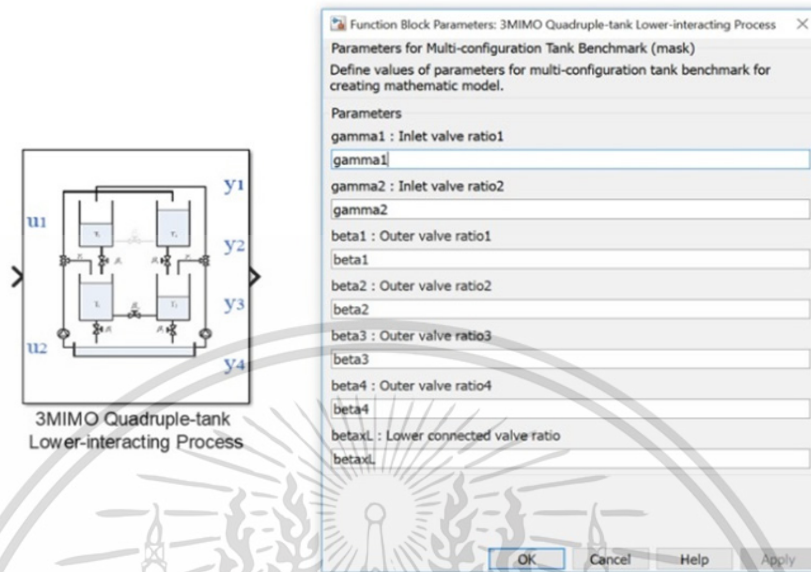
ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างหรือกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบ หลายอินพุทหลายเอาต์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำในแต่ละถัง อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาต์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2, y_3, y_4$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั้มน้ำสู่ระบบ ( $\gamma_1, \gamma_2$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2, \beta_3, \beta_4$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังบน ( $\beta_{xu}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2, a_3, a_4$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xu}, a_{xi}$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ `mct_init.m`

## 4.2.3 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างหรือกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุท หลายเอาต์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำ อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาต์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2, y_3, y_4$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั้มน้ำสู่ระบบ ( $\gamma_1, \gamma_2$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2, \beta_3, \beta_4$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง ( $\beta_{xl}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ

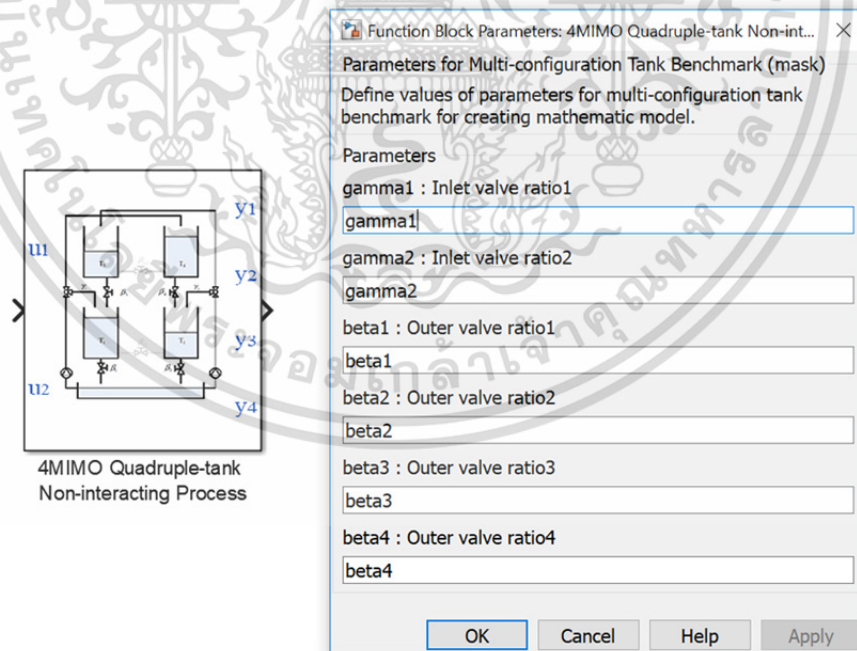
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$(a_1, a_2, a_3, a_4)$  พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถังถึง  $(a_{xu}, a_{xl})$  ค่าอัตราขยายของปั๊มน้ำ  $(k_{pi})$  สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m



รูปที่ 4.7 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

#### 4.2.4 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถัง

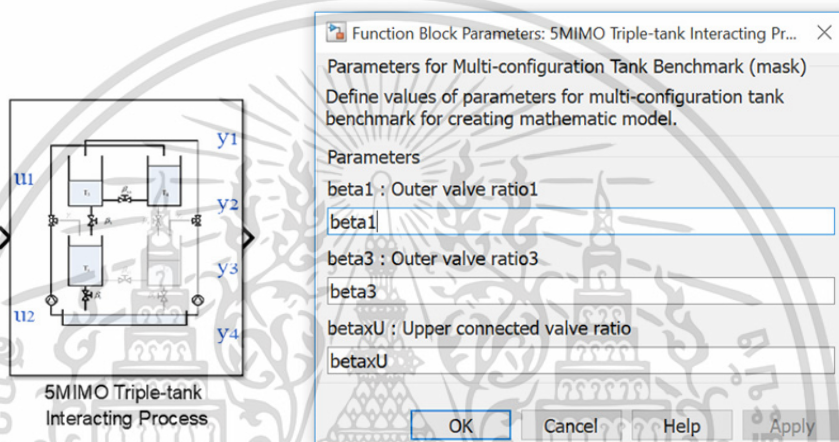


รูปที่ 4.8 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสี่ถัง

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำแบบสี่ถัง เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท ที่มีการประยุกต์ใช้อย่างแพร่หลายในการทดสอบสมรรถนะตัวควบคุมสำหรับระบบ เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

แบบหลายตัวแปร อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาท์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2, y_3, y_4$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั้มน้ำสู่ระบบ ( $\gamma_1, \gamma_2$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2, \beta_3, \beta_4$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2, a_3, a_4$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xu}, a_{xl}$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m

#### 4.2.5 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน



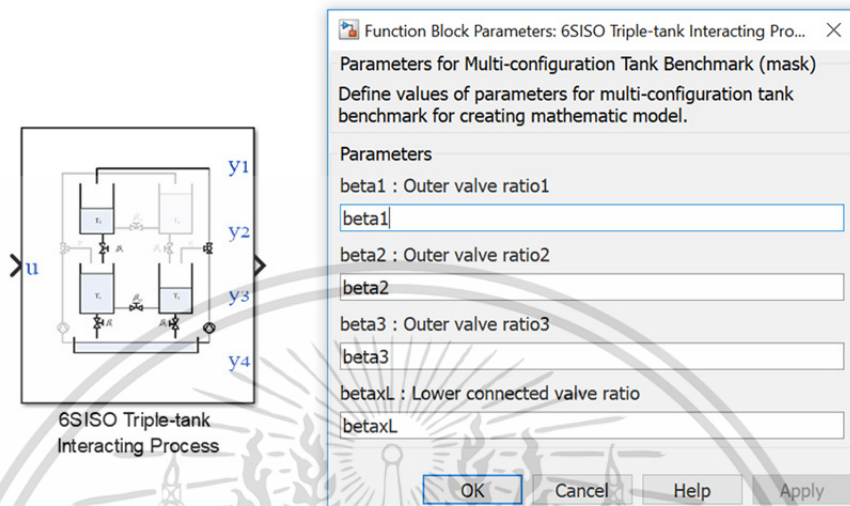
รูปที่ 4.9 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบน

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านบนเป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุท หลายเอาท์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำ อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาท์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2, y_3, y_4$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_3$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังบน ( $\beta_{xu}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2, a_3, a_4$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xu}, a_{xl}$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m

#### 4.2.6 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

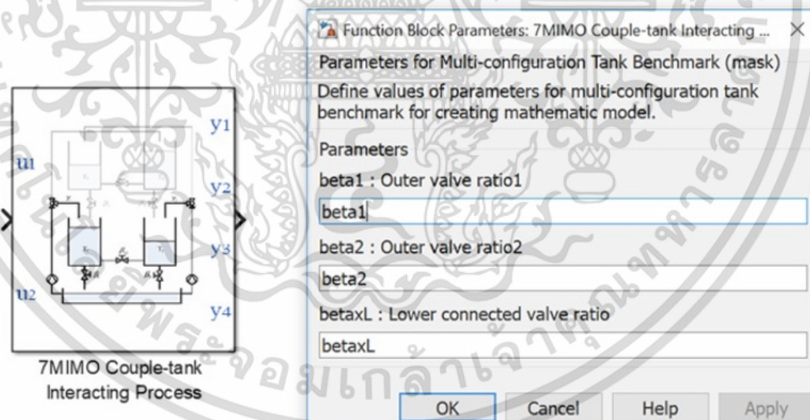
ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่างเป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุท หลายเอาท์พุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำ อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาท์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2, y_3$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2, \beta_3$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง ( $\beta_{xl}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพ เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2, a_3$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xl}$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m



รูปที่ 4.10 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสามถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

#### 4.2.7 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง



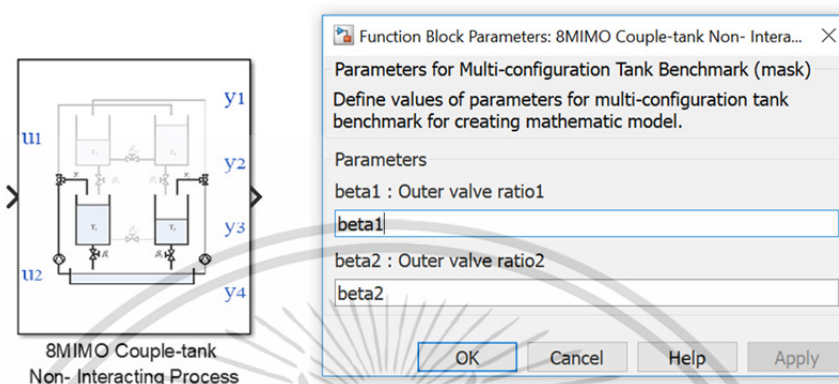
รูปที่ 4.11 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบมีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่างเป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุต หลายเอาต์พุต ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำ อินพุตของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาต์พุตคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง ( $\beta_{xl}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2$ )

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xl}$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m

#### 4.2.8 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถัง

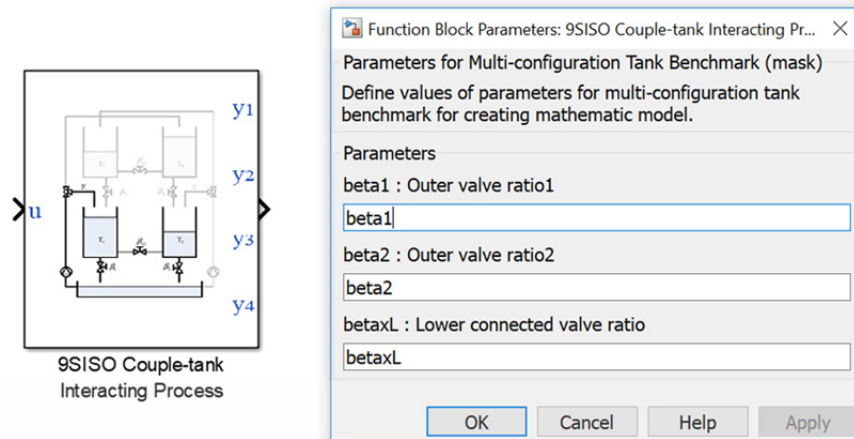


รูปที่ 4.12 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถัง

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถัง เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท ที่ไม่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำ อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1, u_2$ ) เอาต์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m

#### 4.2.9 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุทที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

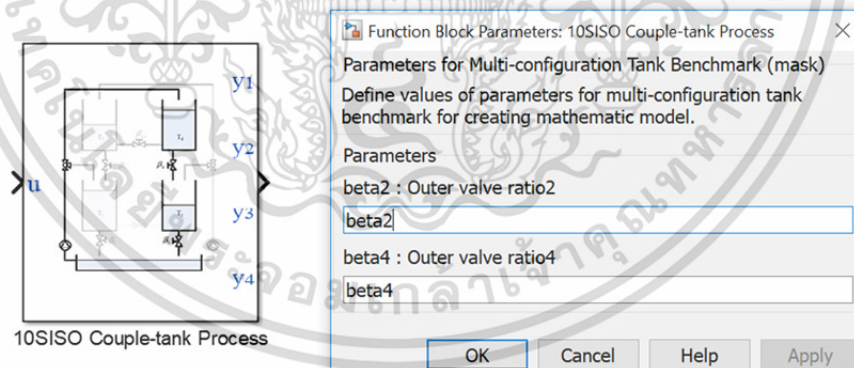
ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหนึ่งอินพุท ที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรระดับน้ำ อินพุทของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั้มน้ำ ( $u_1$ ) เอาต์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1, \beta_2$ ) ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง ( $\beta_{xl}$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง ( $a_{xl}$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m



รูปที่ 4.13 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบ 1 อินพุต ที่มีการรบกวนกันระหว่างถังด้านล่าง

#### 4.2.10 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบอนุกรม

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบอนุกรม เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหนึ่งอินพุต โดยอินพุตของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊มน้ำ ( $u_1$ ) เอาท์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_2, \beta_4$ ) สำหรับคุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1, a_2$ ) ค่าอัตราขยายของปั๊มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m

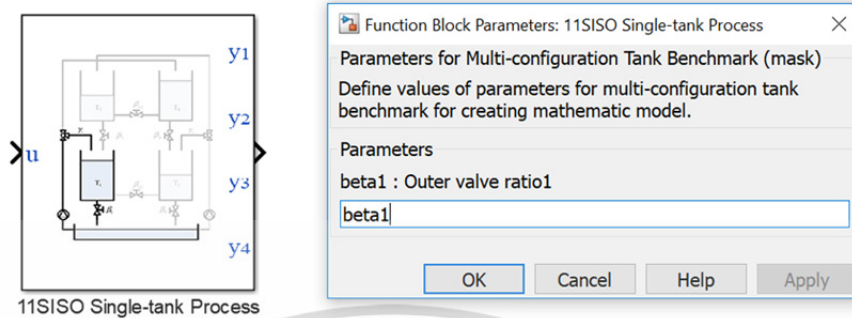


รูปที่ 4.14 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำสองถังแบบอนุกรม

#### 4.2.11 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำหนึ่งถัง

ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำแบบหนึ่งถัง เป็นฟังก์ชันของกระบวนการแบบหนึ่งอินพุต หนึ่งเอาท์พุท ที่ใช้เป็นพื้นฐานเริ่มต้นในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม โดยอินพุตของระบบคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊มน้ำ ( $u_1$ ) เอาท์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1$ ) พารามิเตอร์ของกระบวนการที่สามารถปรับค่าได้ คือ ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง ( $\beta_1$ ) สำหรับ

คุณสมบัติทางกายภาพของกระบวนการ เช่น พื้นที่หน้าตัดของถัง ( $A$ ) พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ ( $a_1$ ) ค่าอัตราขยายของปั้มน้ำ ( $k_{pi}$ ) สามารถกำหนดค่าที่ต้องการได้จาก ไฟล์ mct\_init.m



รูปที่ 4.15 ฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำหนึ่งถัง

### 4.3 สรุปท้ายบท

รายละเอียดสำหรับคุณลักษณะและการประยุกต์ใช้งานซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง ได้ถูกอธิบายในบทนี้ ซึ่งตัวอย่างการการประยุกต์ใช้ในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมสำหรับทฤษฎีการควบคุมแบบต่างๆ จะกล่าวถึงในบทที่ 5

## บทที่ 5

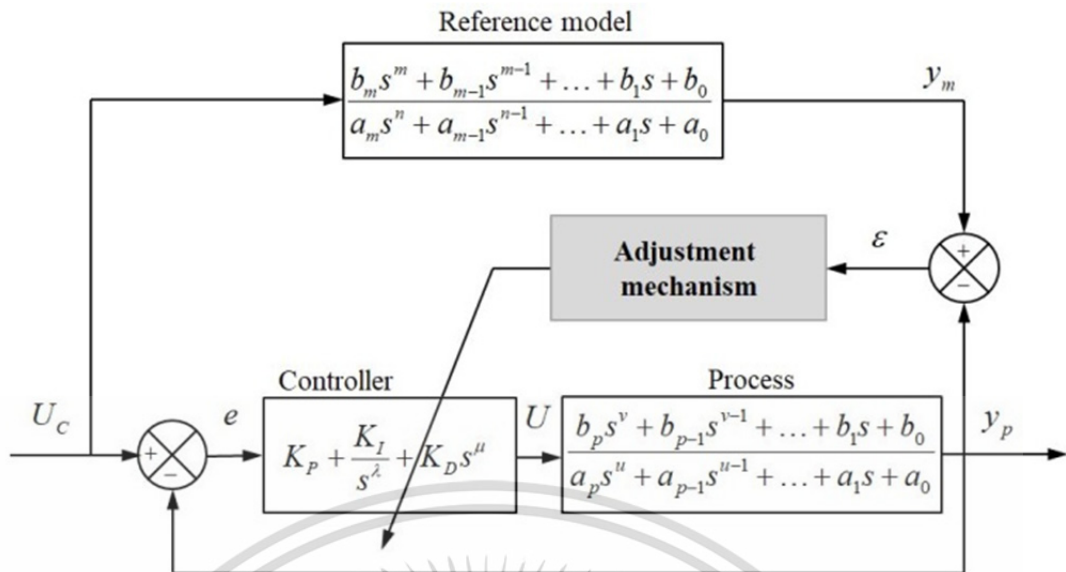
# ทฤษฎีการออกแบบระบบควบคุมสำหรับกระบวนการ ระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง

บทนี้กล่าวถึงทฤษฎีการออกแบบระบบควบคุมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ซึ่งประกอบด้วย การออกแบบตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน (Fractional Order  $PI^\lambda D^\mu$  Controller) เทคนิคการออกแบบกลไกการปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง และเทคนิคการออกแบบดีคัปปลิ่งและอินเวอร์สดีคัปปลิ่ง เพื่อลดผลการรบกวนกันระหว่างลูปควบคุมหรือตัวแปรระดับน้ำเอาท์พุทในแต่ละถัง

### 5.1 การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน $PI^\lambda D^\mu$ แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง

ทฤษฎีการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน (Fractional Order  $PI^\lambda D^\mu$  Controller) แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง ถือเป็นอีกหนึ่งทฤษฎีการควบคุมที่ได้รับความสนใจในช่วง ปี ค.ศ 2017 – 2018 ทั้งนี้เพราะเป็นการควบคุมที่ผสมผสานระหว่าง การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  เข้ากับกลไกการปรับค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมได้โดยอาศัยทฤษฎีการปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง (Model Reference Adaptive Control: MRAC) ศักยภาพที่เพิ่มขึ้นของการควบคุมที่นำเสนอ มาจากพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน  $(\lambda, \mu)$  ที่สามารถช่วยในการปรับคุณลักษณะของผลตอบสนองให้ดีขึ้น ทั้งในด้านของเปอร์เซ็นต์ค่าพุ่งเกินและค่าเวลาคงที่

โครงสร้างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง แสดงในรูปที่ 5.1 จากรูปโครงสร้างของระบบประกอบด้วย 2 ลูปควบคุมป้อนกลับ ได้แก่ ลูปป้อนกลับสำหรับควบคุมระดับน้ำด้วยตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  และ ลูปป้อนกลับสำหรับกลไกการปรับตัวได้ (MRAC) ค่าพีไอดีพารามิเตอร์ จะถูกปรับปรุงอย่างอัตโนมัติ โดยกลไกการปรับตัวได้ (MRAC) ที่ประเมินความแตกต่างระหว่างค่าผลตอบสนองของระบบและค่าผลตอบสนองของโมเดลอ้างอิง จากนั้นปรับพีไอดีพารามิเตอร์โดยใช้กฎของ MIT เพื่อให้ความแตกต่างระหว่างค่าผลตอบสนองของระบบและค่าผลตอบสนองของโมเดลอ้างอิงมีค่าเป็นศูนย์ หรือน้อยที่สุดที่จะเป็นไปได้ ในขณะที่พารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน  $(\lambda, \mu)$  จะถูกออกแบบจากการหาค่าที่เหมาะสมภายใต้ข้อกำหนดที่ต้องการเช่น เกนมาร์จิ้น 10dB และเฟสมาร์จิ้น 65 องศา ซึ่งจะสามารถให้ผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) ต่ำที่สุด [17-18] และเมื่อประยุกต์ใช้จะกำหนดให้ค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน  $(\lambda, \mu)$  เป็นค่าคงที่



รูปที่ 5.1 การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง

### 5.1.1 การควบคุมพีไอดีแบบอันดับไม่เต็มส่วน $PI^\lambda D^\mu$

การควบคุมพีไอดีแบบอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  หมายถึง การควบคุมที่ตัวควบคุมพีไอดีมีกำลังของพจน์ดิริฟเวอทีฟและอินทิกรัลเป็นแบบกำลังไม่เต็มส่วน ซึ่งถูกนำเสนอเพื่อประยุกต์ใช้สำหรับการออกแบบระบบควบคุมใน ปี ค.ศ. 1995 โดย Oustaloup [19]

นิยามของพจน์ดิริฟเวอทีฟและอินทิกรัลที่มีอันดับไม่เต็มส่วน อธิบายได้ ดังสมการ

$${}_a D_t^q = \begin{cases} \frac{d^q}{dt^q} & q > 0 \\ 1 & q = 0 \\ \int_a^t (dt)^{-q} & q < 0 \end{cases} \quad (5.1)$$

โดย  $q$  คือ กำลังอันดับไม่เต็มส่วน

$a, t$  คือ ลิมิตของการดำเนินการ

นิยามของฟังก์ชันดิริฟเวอทีฟที่มีอันดับไม่เต็มส่วน โดย Grunwald–Letnikov [20]

$$\begin{aligned} {}_a D_t^q f(t) &= \frac{d^q f(t)}{d(t-a)^q} \\ &= \lim_{h \rightarrow 0} \frac{1}{h^q} \sum_{i=0}^{\lceil (t-a)/h \rceil} (-1)^i \binom{q}{i} f(t-ih) \end{aligned} \quad (5.2)$$

โดย  $h$  คือ อินคริเมนต์ step size ขนาดเล็ก  $\binom{q}{i}$  คือฟังก์ชันของ  $\frac{(q)(q-1)(q-2)\dots(q-i+1)}{\Gamma(i-1)}$

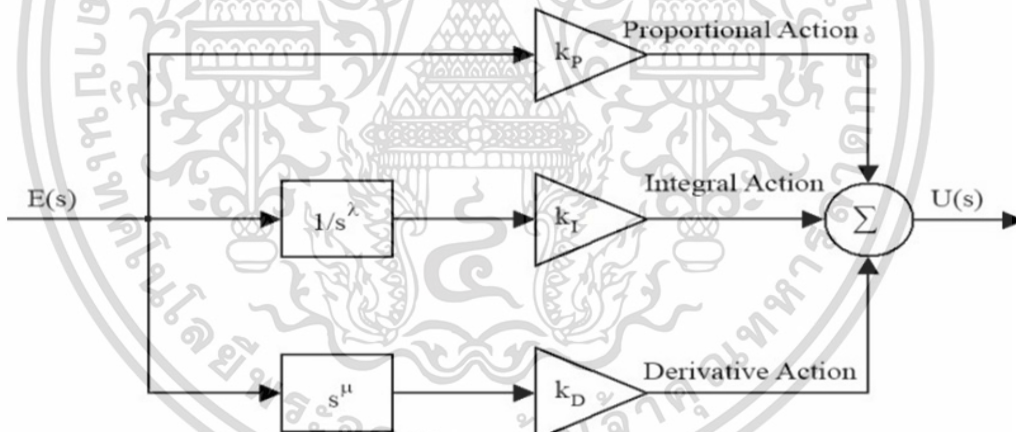
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การประยุกต์ใช้ฟังก์ชันดิริฟเฟอที่ฟที่มีอันดับไม่เต็มส่วนสำหรับตัวควบคุมพีไอดีถูกเผยแพร่อย่างกว้างขวางในหลายกระบวนการที่แตกต่างกัน ทั้งนี้ด้วยวัตถุประสงค์ในการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมด้วย พารามิเตอร์ของตัวควบคุมที่เพิ่มขึ้น ( $K_p, K_I, K_D, \lambda, \mu$ ) จากบล็อกไดอะแกรมในรูปที่ 5.2 ฟังก์ชันถ่ายโอนของตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  สามารถอธิบายได้ ดังสมการ

$$G_{FOPID}(s) = K_p + K_I \frac{1}{s^\lambda} + K_D s^\mu, \quad (\lambda, \mu > 0) \quad (5.3)$$

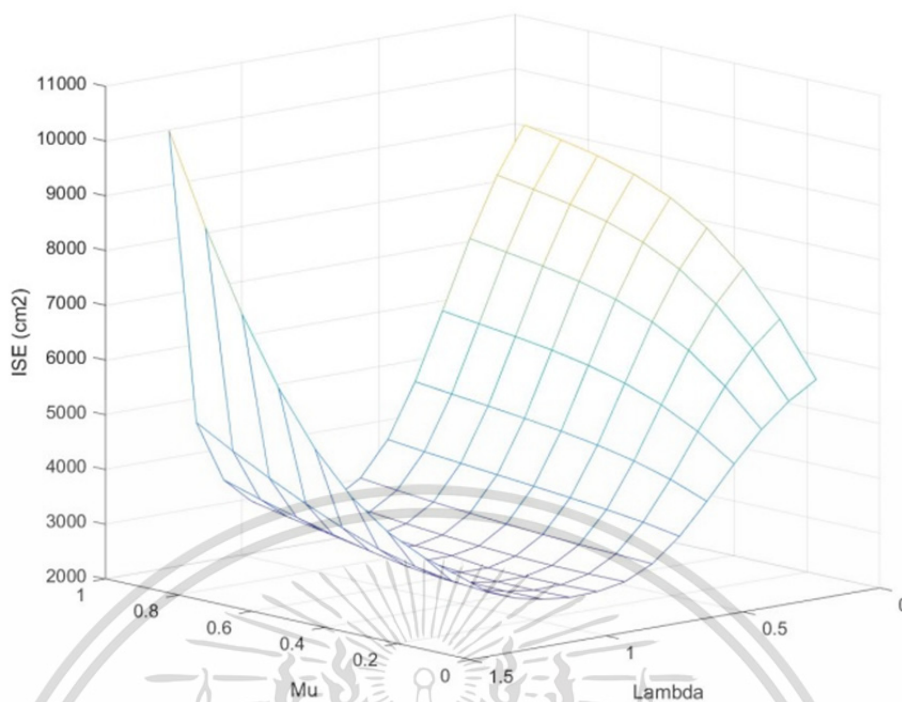
โดย  $G_{FOPID}$  คือ ฟังก์ชันถ่ายโอนของตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$   $K_p$  คือ อัตราขยายแบบสัดส่วน  $K_I$  คือ อัตราขยายแบบอินทิกรัล  $K_D$  คือ อัตราขยายแบบดิริฟเฟอที่ฟ และ  $\lambda$  คือ พารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วนของพจน์อินทิกรัล  $\mu$  คือพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วนของพจน์ดิริฟเฟอที่ฟ ( $\lambda, \mu$ ) จะถูกออกแบบจากการหาค่าที่เหมาะสมภายใต้ข้อกำหนดที่ต้องการเช่น เกนมารจิ้น 10dB และเฟสมารจิ้น 65 องศา ซึ่งเป็นค่าที่สามารถให้ค่าผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) ต่ำที่สุด

$$J_{ISE} = \int_0^t e^2(t) dt \quad (5.4)$$



รูปที่ 5.2 การควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน

รูปที่ 5.3 แสดงถึงค่าผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) สำหรับค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) ภายในช่วง  $\lambda = [0.90; 1.20]$  และ  $\mu = [0.30; 0.80]$  ซึ่งในการจำลองที่ จะเลือกใช้ค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) ที่ให้ค่า ISE ต่ำสุดในขณะที่คุณลักษณะของผลตอบสนองเป็นที่ยอมรับได้

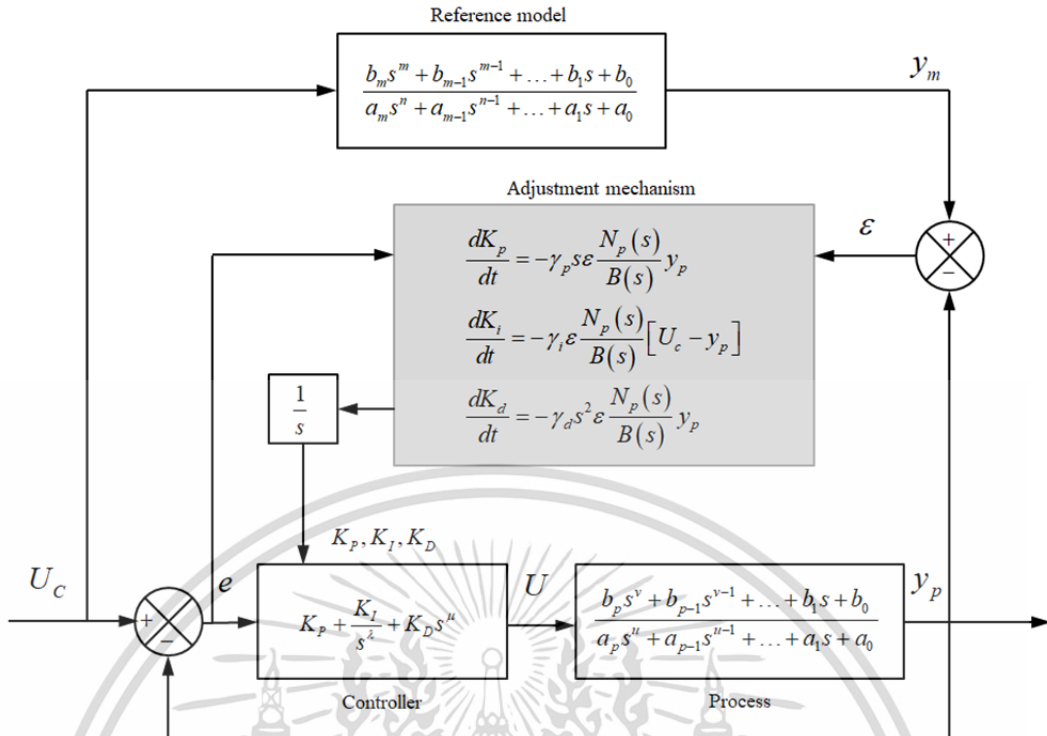


รูปที่ 5.3 ผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE)

### 5.1.2 การควบคุมแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง (MRAC)

การควบคุมแบบปรับตัวเองตามโมเดลอ้างอิง หรือ Model Reference Adaptive Control: MRAC ถูกคิดขึ้นโดย Whitaker เมื่อปี ค.ศ. 1958 เป็นการใช้กลไกการปรับตัวได้อัตโนมัติในการปรับค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมเพื่อให้ผลตอบสนองมีคุณลักษณะตามต้องการ

โครงสร้างของการควบคุมแบบปรับตัวเองตามโมเดลอ้างอิง MRAC แสดงดังรูปที่ 5.4 จากรูปมีการแบ่งลู่วงควบคุมออกเป็นสองลู่วง โดยที่ลู่วงป้อนกลับเดิมของระบบเรียกว่าลู่วงภายในและลู่วงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุมเรียกว่าลู่วงภายนอก การหาพารามิเตอร์ของตัวควบคุมคำนวณได้จากค่าความแตกต่างของสัญญาณเอาต์พุทของกระบวนการจริง ( $y_p$ ) กับสัญญาณเอาต์พุทโมเดลอ้างอิง ( $y_m$ ) เพื่อปรับพารามิเตอร์ของตัวควบคุมให้เหมาะสม ลดค่าความแตกต่างของสัญญาณเอาต์พุททั้งสอง ( $\varepsilon$ ) ให้น้อยลง หรือเป็นศูนย์ สำหรับงานวิจัยนี้จะออกแบบ MRAC ด้วยกฎของ MIT (MIT Rule) [21]



รูปที่ 5.4 กลไกการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง

สิ่งสำคัญในการออกแบบการควบคุมแบบปรับตัวเองตามโมเดลอ้างอิง MRAC คือ กฎการปรับตัวและการพิสูจน์กฎการปรับตัวซึ่งในที่นี้จะใช้วิธีของ MIT โดยสมมุติว่ากระบวนการเป็นเชิงเส้นที่มีพารามิเตอร์ไม่ทราบค่าหรือแปรค่าตามเวลา และกระบวนการมีหนึ่งอินพุท หนึ่งเอาต์พุท และการควบคุมเป็นสเตป้อนกลับและพารามิเตอร์ของตัวควบคุมที่จะปรับคือเกนป้อนกลับ (feedback gain)

การออกแบบ MRAC ด้วยกฎของ MIT (MIT Rule) เริ่มจากการคำนวณหาความแตกต่างระหว่างสัญญาณเอาต์พุทของกระบวนการจริงกับสัญญาณเอาต์พุทของโมเดลอ้างอิง

$$\varepsilon = y_p - y_m \quad (5.5)$$

ฟังก์ชันกำลังสองของความแตกต่างระหว่างสัญญาณเอาต์พุทของกระบวนการจริงกับสัญญาณเอาต์พุทของโมเดลอ้างอิง

$$J(\theta) = \frac{1}{2} \varepsilon^2(\theta) \quad (5.6)$$

อัตราการปรับตัวได้

$$\frac{d\theta}{dt} = -\gamma \frac{\partial J}{\partial \theta} = -\gamma \varepsilon \frac{\partial \varepsilon}{\partial \theta} \quad (5.7)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โดย  $\theta$  คือ เวกเตอร์ของพารามิเตอร์ของตัวควบคุม,  $\partial \varepsilon / \partial \theta$  ความไวของค่าผิดพลาดเมื่อเทียบกับ  $\theta$  และ  $\gamma$  ค่าเกณฑ์ในการปรับตัวได้

ด้วยกฎของ MIT ค่าพีเออดีพารามิเตอร์จะถูกปรับปรุงอย่างอัตโนมัติโดยกลไกการปรับตัวได้ (MRAC) เพื่อให้ฟังก์ชันกำลังสองของความแตกต่างระหว่างสัญญาณเอาต์พุตของกระบวนการจริงกับสัญญาณเอาต์พุตของโมเดลอ้างอิง  $J(\theta)$  มีค่าน้อยที่สุด

ฟังก์ชันถ่ายโอนของโมเดลอ้างอิง

$$\frac{Y_m(s)}{U_c(s)} = \frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_m s^n + a_{m-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (5.8)$$

โดย  $Y_m$  ผลตอบสนองของโมเดลอ้างอิง  $U_c$  คือ สัญญาณควบคุม  $b_m \sim b_0$  คือสัมประสิทธิ์พหุนามพจน์เศษของฟังก์ชันถ่ายโอนของโมเดลอ้างอิง  $a_m \sim a_0$  คือสัมประสิทธิ์พหุนามพจน์ส่วนของฟังก์ชันถ่ายโอนของโมเดลอ้างอิง  
ฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการ

$$\frac{N_p(s)}{D_p(s)} = \frac{b_p s^v + b_{p-1} s^{v-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_p s^u + a_{p-1} s^{u-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (5.9)$$

โดย  $N_p(s)$  คือ พหุนามพจน์เศษของฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการ

$D_p(s)$  คือ พหุนามพจน์ส่วนของฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการ

$b_p \sim b_0$  คือ สัมประสิทธิ์พหุนามพจน์เศษของฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการ

$a_p \sim a_0$  คือ สัมประสิทธิ์พหุนามพจน์ส่วนของฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการ

ทรานส์เฟอร์ฟังก์ชันของตัวควบคุมพีเออดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$

$$G_c(s) = K_p + \frac{K_I}{s^\lambda} + K_D s^\mu \quad (5.10)$$

จากกฎของ MIT ค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมพีเออดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  มีค่าดังนี้

$$K_p = -\gamma_p s \frac{\varepsilon N_p(s)}{B(s)} y_p \quad (5.11)$$

$$K_i = -\gamma_i \frac{\varepsilon N_p(s)}{s B(s)} [U_c - y_p] \quad (5.12)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$K_d = -\gamma_d s^2 \frac{\varepsilon N_p(s)}{s B(s)} y_p \quad (5.13)$$

โดย  $\gamma_p$  คือ ค่าอัตราขยายการปรับตัวได้ของพารามิเตอร์ ( $K_p$ )

$\gamma_i$  คือ ค่าอัตราขยายการปรับตัวได้ของพารามิเตอร์ ( $K_I$ )

$\gamma_d$  คือ ค่าอัตราขยายการปรับตัวได้ของพารามิเตอร์ ( $K_D$ )

$s$  คือ ตัวดำเนินการดิฟเฟอเรนเชียล

$1/s$  คือ ตัวดำเนินการอินทิกรัล

$\varepsilon$  คือ ค่าความผิดพลาดของลูปป้อนกลับภายใน

$N_p(s)$  คือ พหุนามพจน์เศษของฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการ

$B(s)$  คือ พหุนามพจน์ส่วนของฟังก์ชันถ่ายโอนของโมเดลอ้างอิง

$y_p$  คือ สัญญาณเอาต์พุตของกระบวนการจริง

$U_c$  คือ สัญญาณควบคุม

## 5.2 การออกแบบดีคัปปลิงและอินเวอร์สดีคัปปลิง

ระบบควบคุมที่มีหลายอินพุตหลายเอาต์พุตและมีการรบกวนระหว่างกัน ดังเช่นกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างนั้น มีข้อจำกัดในการออกแบบตัวควบคุมเพราะไม่สามารถแยกผลกระทบที่มีต่อกันได้ ดังนั้นจึงมีการประยุกต์ใช้ตัวชดเชยดีคัปปลิง เพื่อหักล้างหรือลดการผลกระทบระหว่างสองลูปควบคุมให้น้อยลงได้ [22-24]

การออกแบบตัวชดเชยดีคัปปลิงเป็นวิธีการที่ช่วยให้การออกแบบหาค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมสำหรับกระบวนการที่มีความซับซ้อนให้สามารถออกแบบได้ง่ายขึ้นซึ่งเหมาะกับกระบวนการที่มีสองอินพุตสองเอาต์พุตขึ้นไป สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง เป็นอีกหนึ่งกระบวนการที่มีหลายอินพุต หลายเอาต์พุตและระบบมีการคัปเปิลกันทำให้เกิดการรบกวนกันของตัวแปรในระบบ วิธีดีคัปปลิงจึงเหมาะกับกระบวนการนี้เป็นอย่างมาก เมทริกซ์ฟังก์ชันถ่ายโอนของดีคัปปลิง คือ

$$G_{decoupling}(s) = \begin{bmatrix} 1 & -D_{12}(s) \\ -D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix} \quad (5.14)$$

โดย

$$D_1(s) = \frac{g_{21}(s)}{g_{22}(s)}, \quad D_2(s) = \frac{g_{12}(s)}{g_{11}(s)} \quad (5.15)$$

หลักการทํางาน จะเป็นการนำตัวชดเชยดีคัปปลิงมาต่อร่วมกับกระบวนการเพื่อลดผลกระทบที่มีต่อกันระหว่างลูปควบคุมระดับน้ำในถังที่ 1 และถังที่ 2 ถ้ากำหนดให้ฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง คือ  $G_{process}(s)$  และฟังก์ชันถ่ายโอนของดีคัปปลิงคือ เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น เมื่อนุญาตให้เข้าไปใช้ประโยชน์ด้านการศึกษา ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

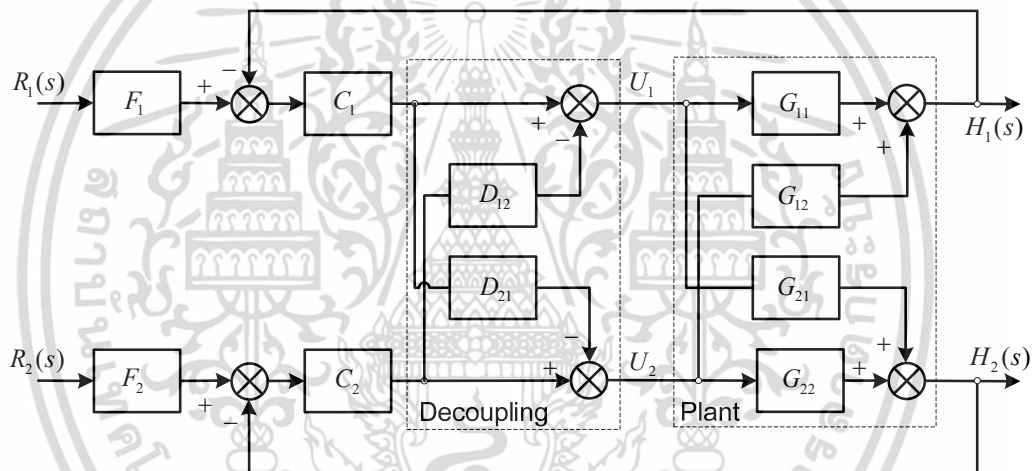
$G_{decoupling}(s)$  วิธีการก็คือนำดีคัปปลิ่งไปคูณกับกระบวนการแล้วจะได้ฟังก์ชันถ่ายโอนของกระบวนการใหม่คือ  $G_{comp\_process}(s)$  แสดงได้ดังสมการที่ 5.15

$$G_{comp\_process}(s) = \begin{bmatrix} g_{11c}(s) & 0 \\ 0 & g_{22c}(s) \end{bmatrix} \quad (5.16)$$

โดย

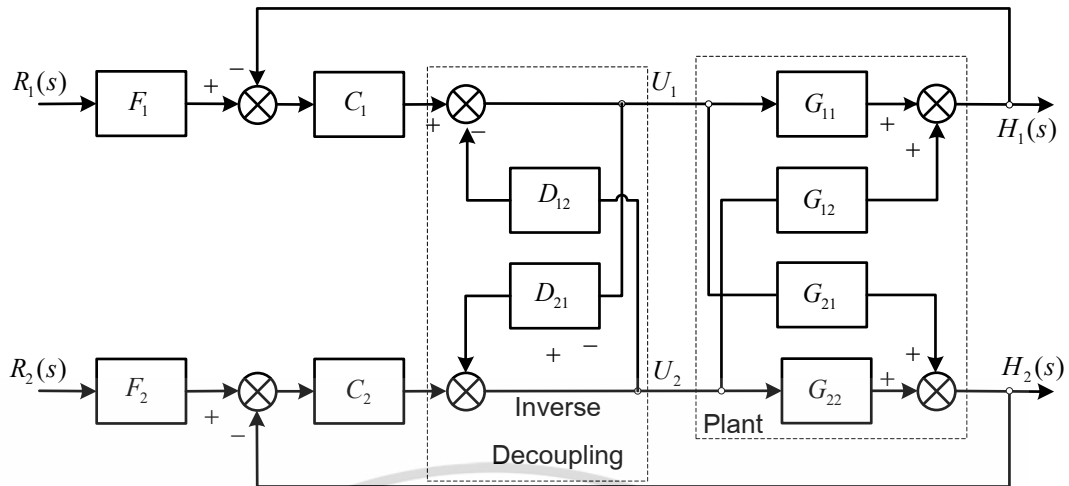
$$g_{11c}(s) = G_{11}(s) - D_1(s)G_{12}(s) \quad (5.17)$$

$$g_{22c}(s) = G_{22}(s) - D_2(s)G_{21}(s) \quad (5.18)$$



รูปที่ 5.5 โครงสร้างของดีคัปปลิ่งเมื่อต่อร่วมกับตัวควบคุมและกระบวนการ

หลักการออกแบบตัวชดเชยดีคัปปลิ่งแบบอินเวอร์สนั้นการหาค่าพารามิเตอร์ของชุดดีคัปปลิ่งมีหลักการเช่นเดียวกับการออกแบบดีคัปปลิ่งแบบพื้นฐานแต่การเชื่อมต่อเข้ากับกระบวนการ นั้นจะมีลักษณะการเชื่อมต่อ ดังแสดงในรูปที่ 5.6



รูปที่ 5.6 โครงสร้างของอินเวอร์สดีคัปปลิ่งเมื่อต่อร่วมกับตัวควบคุมและกระบวนการ

### 5.3 สรุปท้ายบท

ทฤษฎีการออกแบบระบบควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิงที่น่าเสนอ ถือเป็นทฤษฎีที่น่าสนใจและมีความท้าทายสำหรับการประยุกต์ใช้กับกระบวนการหลายอินพุทหลายเอาต์พุทที่มีการรบกวนกันระหว่างตัวแปรสูงดังเช่น กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ทั้งนี้สามารถออกแบบตัวควบคุมโดยแก้ไขข้อจำกัดของกระบวนการที่มีโมเดลคณิตศาสตร์ของกระบวนการที่ซับซ้อน จากสมมติฐานที่ว่าซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างสามารถใช้เป็นเครื่องมือจำลองที่สมบูรณ์สำหรับผู้ใช้ในการทำการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม อีกทั้งยังเป็นประโยชน์ในการใช้เป็นเครื่องมือเพื่อการตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท จะสามารถพิสูจน์ได้จากการจำลองระบบควบคุมที่ออกแบบโดยทฤษฎีการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง เพื่อทดสอบประสิทธิภาพการติดตามค่าอินพุท เสถียรภาพและความคงทนของระบบต่อการแปรค่าไปของพารามิเตอร์ภายในดังรายละเอียดในบทถัดไป

## บทที่ 6

# การจำลองระบบควบคุมสำหรับ กระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

บทนี้อธิบายถึงการจำลองระบบควบคุมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ด้วยเทคนิคการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง ดังที่อธิบายในบทที่ 5 เป้าหมายการจำลองเพื่อทดสอบสมรรถนะการควบคุมของระบบควบคุมที่ออกแบบในด้านของประสิทธิภาพการติดตามค่าอินพุทเป้าหมาย ความมีเสถียรภาพของระบบรวมถึงความคงทนของระบบควบคุมต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ อินพุทของระบบควบคุมคือ แรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊ม ( $u_1, u_2$ ) เอาท์พุทคือระดับน้ำในถัง ( $y_1, y_2$ ) โดยทำการจำลองในโหมดเฟสต่ำสุดและเฟสไม่ต่ำสุด เปรียบเทียบผลการจำลองระหว่างเทคนิคการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้ และเทคนิคการควบคุมพีไอดีอันดับเต็มส่วนแบบปรับตัวได้ ระบบควบคุมที่มีตัวชดเชยดีคัปลิ่งและไม่มีตัวชดเชยดีคัปลิ่ง

### 6.1 ระบบควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน $PI^{\lambda}D^{\mu}$ แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง

ตารางที่ 6.1 ค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ

$A$ : พื้นที่หน้าตัดของถัง	70 (cm <sup>2</sup> )
$a_i$ : พื้นที่หน้าตัดของรูทางออกของถังน้ำ	0.5028 (cm <sup>2</sup> )
$a_x$ : พื้นที่หน้าตัดของรูที่เชื่อมต่อระหว่างถัง	0.5028 (cm <sup>2</sup> )
$h_i(t)$ : ระดับความสูงของน้ำเต็มถัง	20 (cm)
$u_j$ : แรงดันที่จ่ายให้กับปั๊ม	7 (volt)
$\beta_i$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วด้านทางออกของถัง	0.549, 0.587, 0.182, 0.263
$\beta_{xu}$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังบน	0.284
$\beta_{xl}$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วเชื่อมต่อระหว่างถังล่าง	0.184
$\gamma_j$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั๊มสู่ระบบ (เฟสต่ำสุด)	0.744, 0.757
$\gamma_j$ : ค่าอัตราส่วนการเปิดวาล์วทางเข้าจากปั๊มสู่ระบบ (เฟสไม่ต่ำสุด)	0.214, 0.217
$k_{pi}$ : ค่าอัตราขยายของปั๊มน้ำ	3.237, 3.2 (cm <sup>3</sup> /(volt · sec))
$g$ : ค่าแรงโน้มถ่วงของโลก	981 (cm/s <sup>2</sup> )

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

### 6.1.1 โมเดลของกระบวนการ

จากพารามิเตอร์ของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างในตารางที่ 6.1 และโมเดลทางคณิตศาสตร์ที่อธิบายในบทที่ 3 ทราบพอร์เมทริกซ์ของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง  $G_{process}(s)$  แสดงดังสมการที่ 6.1

$$G_{process}(s) = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (6.1)$$

โดย

$$g_{11}(s) = \frac{2.29e5s^4 + 6.18e4s^3 + 6.04e3s^2 + 2.48e2s + 3.46}{6.66e6s^5 + 2.33e6s^4 + 3.02e5s^3 + 1.77e4s^2 + 4.54e2s + 3.84} \quad (6.2)$$

$$g_{12}(s) = \frac{1.45e4s^3 + 3.22e3s^2 + 2.23e2s + 4.66}{8.31e6s^5 + 3.22e6s^4 + 4.67e5s^3 + 3.14e4s^2 + 9.62e2s + 10.8} \quad (6.3)$$

$$g_{21}(s) = \frac{3.38e2s^2 + 47.8s + 1.3}{1.76e5s^4 + 5.45e4s^3 + 5.71e3s^2 + 2.31e2s + 3.1} \quad (6.4)$$

$$g_{22}(s) = \frac{1.53e6s^5 + 5.81e5s^4 + 8.67e4s^3 + 6.33e3s^2 + 2.25e2s + 3.07}{4.4e7s^6 + 2.06e7s^5 + 3.84e6s^4 + 3.65e5s^3 + 1.84e4s^2 + 4.66e2s + 4.58} \quad (6.5)$$

### 6.1.2 การออกแบบดีคัปปลิง

ในการควบคุมระบบน้ำแบบหลายถังที่มีการรบกวนกันระหว่าง 2 ลูกควบคุม จะใช้เทคนิคการชดเชยด้วย ตัวชดเชยดีคัปปลิง  $G_{decoupling}(s)$  เพื่อบรรเทาผลกระทบรบกวนกันของระดับน้ำในแต่ละถัง [23-24] โดยตัวชดเชยดีคัปปลิงสามารถคำนวณได้ดังสมการ

$$G_{decoupling}(s) = \begin{bmatrix} 1 & -D_{12}(s) \\ -D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix} \quad (6.6)$$

$$D_{12}(s) = \frac{g_{21}(s)}{g_{22}(s)}, \quad D_{21}(s) = \frac{g_{12}(s)}{g_{11}(s)} \quad (6.7)$$

เมื่อแทนค่า  $(g_{11}, g_{12}, g_{21}, g_{22})$  ลงในสมการที่ 6.7 จะได้

$$D_{12}(s) = \frac{2.77e8s^6 + 1.12e8s^5 + 1.78e7s^4 + 1.38e6s^3 + 5.53e4s^2 + 1.06e3s + 7.52}{5.47e9s^7 + 2.68e9s^6 + 5.4e8s^5 + 5.73e7s^4 + 3.47e6s^3 + 1.19e5s^2 + 2.14e3s + 15.7} \quad (6.8)$$

$$D_{21}(s) = \frac{3.18e7s^6 + 1.43e7s^5 + 2.54e6s^4 + 2.23e5s^3 + 1.02e4s^2 + 2.31e2s + 2.04}{5.78e8s^7 + 3.07e8s^6 + 6.71e7s^5 + 7.82e6s^4 + 5.22e5s^3 + 1.99e4s^2 + 3.98e2s + 3.25} \quad (6.9)$$

จากนั้นจะได้ทรานเฟอร์เมทริกซ์ของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างที่สามารถนำไปใช้ในการออกแบบตัวควบคุม ดังสมการ 6.10

$$G_{comp\_process}(s) = \begin{bmatrix} g_{11c}(s) & 0 \\ 0 & g_{22c}(s) \end{bmatrix} \quad (6.10)$$

โดย

$$g_{11c}(s) = \frac{1.33e15s^{12} + 1.71e15s^{11} + 4.58e14s^{10} + 1.06e14s^9 + 1.59e13s^8 + 1.65e12s^7 + 1.2e11s^6 + 6.27e9s^5 + 2.31e8s^4 + 5.91e6s^3 + 1.0e5s^2 + 1.01e3s + 4.66}{3.86e16s^{13} + 3.71e16s^{12} + 1.6e16s^{11} + 4.14e15s^{10} + 7.08e14s^9 + 8.48e13s^8 + 7.29e12s^7 + 4.56e11s^6 + 2.07e10s^5 + 6.71e8s^4 + 1.51e7s^3 + 2.23e5s^2 + 1.93e3s + 7.39} \quad (6.11)$$

$$g_{22c}(s) = \frac{7.79e14s^{12} + 6.86e14s^{11} + 2.69e14s^{10} + 6.19e13s^9 + 9.33e12s^8 + 9.67e11s^7 + 7.07e10s^6 + 3.68e9s^5 + 1.36e8s^4 + 3.47e6s^3 + 5.87e4s^2 + 5.93e2s + 2.73}{2.24e16s^{13} + 2.17e16s^{12} + 9.46e15s^{11} + 2.46e15s^{10} + 4.25e14s^9 + 5.14e13s^8 + 4.48e12s^7 + 2.84e11s^6 + 1.31e10s^5 + 4.36e8s^4 + 1.01e7s^3 + 1.56e5s^2 + 1.42e3s + 5.83} \quad (6.12)$$

### 6.1.3 การออกแบบตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วนแบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง

จากข้อกำหนดทางสมรรถนะด้านการตอบสนองของระบบควบคุม ที่ต้องการให้ค่าเปอร์เซ็นต์การพุ่งเกิน (P.O.) น้อยกว่า 7% และค่าเวลาการเข้าที่ (Settling time) ต่ำกว่า 3,000 วินาที ดังนั้นสามารถออกแบบโมเดลอ้างอิงสำหรับการควบคุมแบบ Model Reference Adaptive Control (MRAC) ด้วยเทคนิคการวางโพล [25] ดังนี้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\text{Model ref1} = \frac{Y_{m1}(s)}{U_1(s)} = \frac{0.0011}{s^3 + s^2 + 0.101s + 0.0011} \quad (6.13)$$

$$\text{Model ref2} = \frac{Y_{m2}(s)}{U_2(s)} = \frac{0.0013}{s^3 + s^2 + 0.106s + 0.0013} \quad (6.14)$$

จากกฎการควบคุมแบบปรับตัวได้ของ MIT ที่อธิบายไว้ในบทที่ 5 ค่าอัตราการปรับตัว (adaptation gains:  $\gamma$ ) ถูกกำหนดให้มีค่า ดังสมการที่ 6.15 และ 6.16 โดยเป็นค่าที่ทำให้ฟังก์ชันกำลังสองของความผิดพลาด  $J(\theta)$  มีค่าต่ำสุด

MRAC adaptation gains1:

$$\gamma_{p1} = -0.10, \gamma_{i1} = -0.0001, \gamma_{d1} = -0.000012 \quad (6.15)$$

MRAC adaptation gains2:

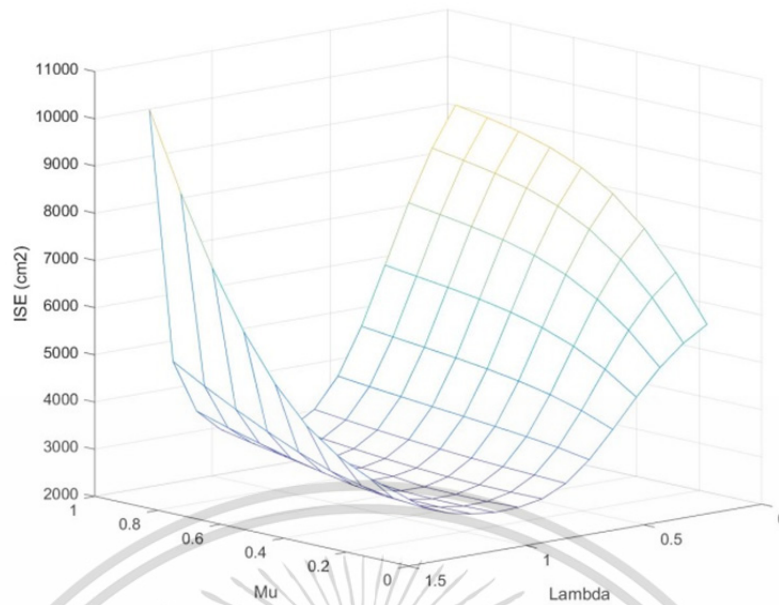
$$\gamma_{p2} = -0.10, \gamma_{i2} = -0.0001, \gamma_{d2} = -0.000015 \quad (6.16)$$

สำหรับการออกแบบตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  สามารถทำได้โดยการ หาค่าเหมาะสมแบบอัตโนมัติ [26] ที่สามารถให้ค่าผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) มีค่าต่ำสุด โดยใช้โมเดลอ้างอิง ในสมการ 6.13, 6.14 แทนโมเดลในแต่ละลูปของกระบวนการ ภายใต้ข้อกำหนดเกนมาร์จิ้น 10dB และเฟสมาร์จิ้น 65 องศา

รูปที่ 6.1 แสดงถึงค่าผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) สำหรับค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน  $(\lambda, \mu)$  ภายในช่วง  $\lambda = [0.90; 1.20]$  และ  $\mu = [0.30; 0.80]$  ซึ่งในการจำลองจะใช้ค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน  $(\lambda, \mu)$  ดังสมการที่ 6.17 และ 6.18 ที่ให้ค่า ISE ต่ำสุดในขณะที่คุณลักษณะของผลตอบสนองเป็นที่ยอมรับได้ คือ ISE มีค่า  $3,234 \text{ cm}^2$  สำหรับลูปควบคุมถึง 1 และ  $2,320 \text{ cm}^2$  สำหรับลูปควบคุมถึง 2

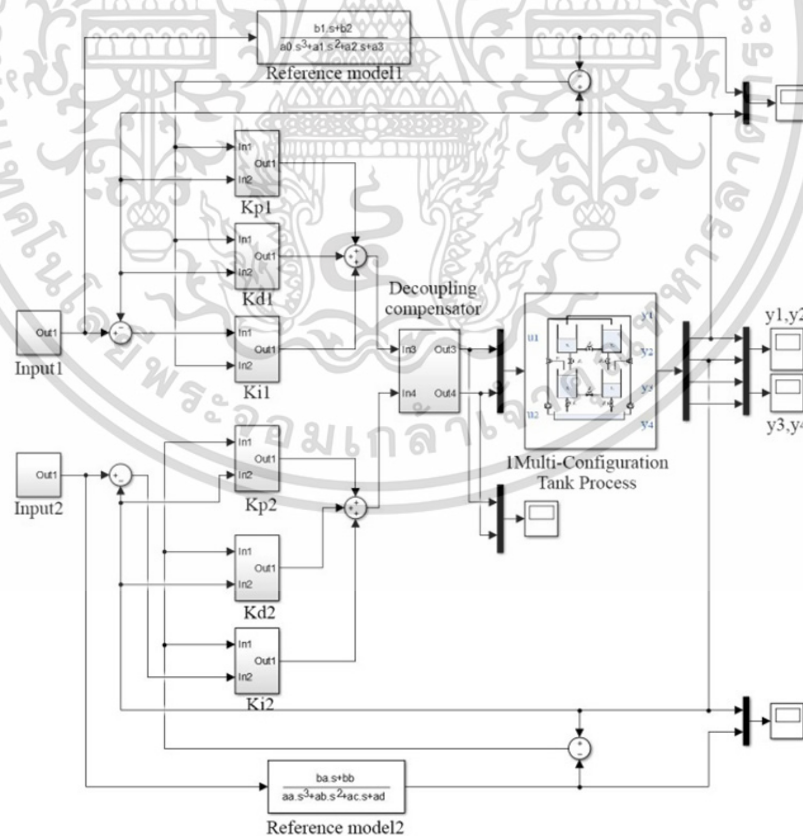
$$G_{FOPID\_1}(s) = K_{p1} + K_{i1} \frac{1}{s^{1.18}} + K_{d1} s^{0.65} \quad (6.17)$$

$$G_{FOPID\_2}(s) = K_{p2} + K_{i2} \frac{1}{s^{1.19}} + K_{d2} s^{0.67} \quad (6.18)$$



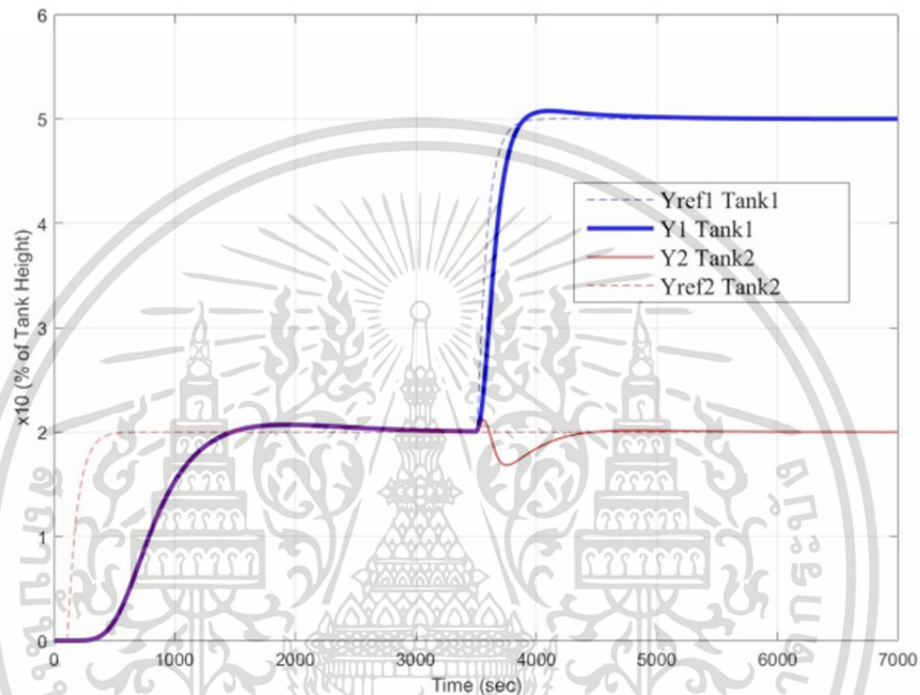
รูปที่ 6.1 ค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) สำหรับผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) ที่มีค่าต่ำสุด

#### 6.1.4 การทดสอบสมรรถนะตัวควบคุมสำหรับกระบวนการเฟสต่ำสุด



รูปที่ 6.2 โครงสร้างของระบบควบคุมที่ออกแบบโดยเทคนิคที่นำเสนอตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^\lambda D^\mu$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โครงสร้างของระบบควบคุมที่ออกแบบโดยเทคนิคที่นำเสนอ ตัวควบคุมพีไอได้อันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง แสดงดังรูปที่ 6.2 ระบบประกอบด้วยฟังก์ชันบล็อกกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง กลไกการควบคุมแบบปรับตัวได้โดยโมเดลอ้างอิง (MRAC) ตัวควบคุมพีไอได้อันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  และตัวควบคุมดีคัปปลิ่ง เป้าหมายการควบคุม คือระดับน้ำในถังที่ 1 และถังที่ 2 ( $y_1, y_2$ ) เพื่อติดตามสัญญาณอินพุตด้วยสัญญาณควบคุมแรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊มน้ำ ( $u_1, u_2$ )



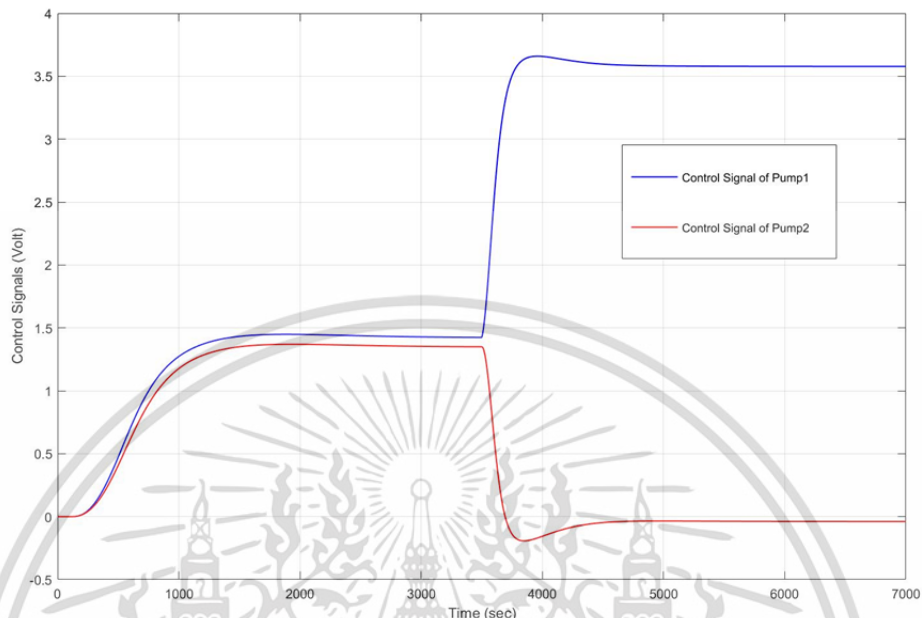
รูปที่ 6.3 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (เฟสต่ำสุด)

ผลตอบสนองของระบบควบคุมในรูปที่ 6.3 แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพการติดตามสัญญาณอินพุตอ้างอิง โดยสัญญาณขั้นบันไดที่เวลา 100 วินาที และ 3500 วินาที เส้นประแสดงสัญญาณผลตอบสนองของโมเดลอ้างอิงภายในกลไกการปรับตัวได้ ( $y_{m1}, y_{m2}$ ) ในสมการที่ 6.13 และ 6.14 ผลตอบสนองของน้ำในถังที่ 1 (สีน้ำเงิน) และ 2 (สีแดง) มีค่าเปอร์เซ็นต์ฟุงเกินที่ 3.45% และค่าเวลาคงที่ที่ 2,797 วินาที โดยมีค่าผิดพลาดที่สภาวะคงที่เป็นศูนย์ สำหรับผลตอบสนองต่ออินพุตขั้นบันไดที่เวลา 3,500 วินาที ผลตอบสนองของน้ำในถังที่ 1 (สีน้ำเงิน) มีค่าเปอร์เซ็นต์ฟุงเกินที่ 1.52 % และค่าเวลาคงที่ที่ 889 วินาที โดยมีค่าผิดพลาดที่สภาวะคงที่เป็นศูนย์

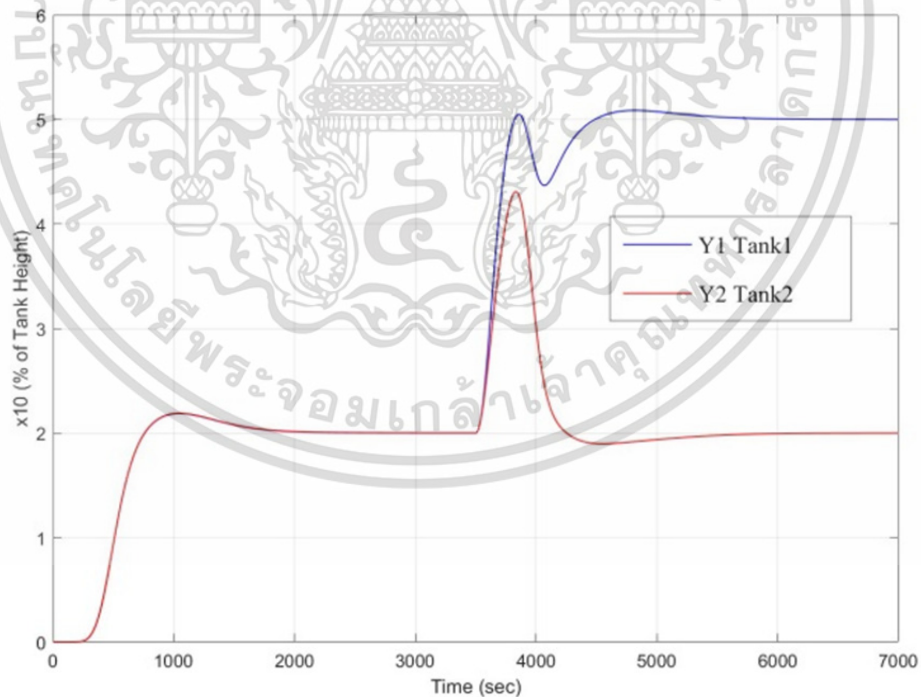
ผลตอบสนองของระบบควบคุมต่อตัวชดเชยดีคัปปลิ่ง แสดงดังรูป 6.5 จะเห็นได้ว่าตัวชดเชยดีคัปปลิ่งสามารถช่วยลดผลกระทบระหว่างระดับน้ำในถังที่ 1 (สีน้ำเงิน) และถังที่ 2 (สีแดง) ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

จากความสามารถที่เพิ่มขึ้นของเทคนิคที่นำเสนอ ตัวควบคุมพีไอได้อันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง สามารถปรับพารามิเตอร์สำหรับการควบคุมได้ถึง 5 ตัว คือ เกณฑ์การปรับตัวได้ (Adaptive gain:  $\gamma_{p1}, \gamma_{i1}, \gamma_{d1}$ ) และ พารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) การเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เปรียบเทียบผลตอบสนองระหว่างการควบคุมพีไอได้อันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้ และควบคุมพีไอได้อันดับเต็มส่วน  $PID$  แบบปรับตัวได้ (เฟสต่ำสุด) แสดงดังรูปที่ 6.6 พารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน  $(\lambda, \mu)$  ช่วยในการปรับแต่งผลตอบสนองให้ลดค่าเวลาคงที่ได้ถึง 453 วินาที

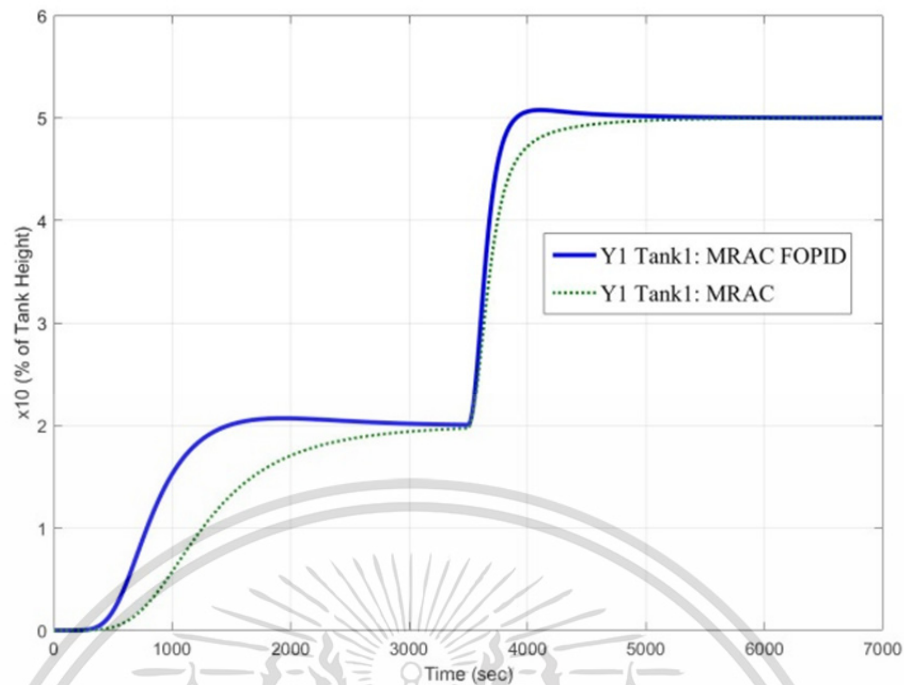


รูปที่ 6.4 สัญญาณควบคุม

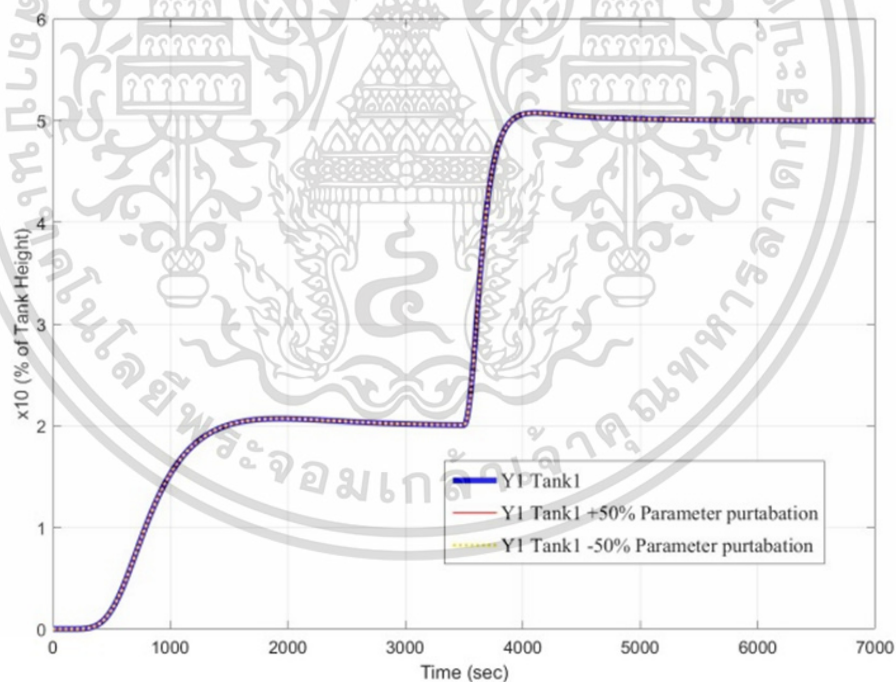


รูปที่ 6.5 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (ไม่มีตัวชดเชยดีคัปปลิง)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 6.6 ผลตอบสนองของระบบควบคุมเปรียบเทียบระหว่างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^2D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้ และควบคุมพีไอดีอันดับเต็มส่วน PID แบบปรับตัวได้ (เฟสต่ำสุด)



รูปที่ 6.7 ผลตอบสนองของระบบควบคุมกรณีทดสอบความคงทนของระบบควบคุมต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ (เฟสต่ำสุด)

ความคงทนของระบบควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิงที่นำเสนอ ถูกทดสอบโดยการหาผลตอบสนองของระบบเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ของระบบ ในที่นี้กำหนดให้เป็นค่าอัตราขยายของปั้มน้ำที่ 1 และ 2 โดยมีค่าเพิ่มขึ้นและลดลง 50% จากเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ผลการจำลองในรูปที่ 6.7 แสดงถึงประสิทธิภาพการควบคุมแบบปรับตัวได้ ซึ่งสามารถปรับเกณฑ์ตัวควบคุมพีไอดี ( $K_p, K_I, K_D$ ) ให้ผลตอบสนองมีค่าคงเดิมได้ แม้ค่าพารามิเตอร์ของระบบจะมีการเปลี่ยนแปลงไปถึง 50%

### 6.1.5 การทดสอบสมรรถนะตัวควบคุมสำหรับกระบวนการเฟสไม่ต่ำสุด

จากพารามิเตอร์ของกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้างในตารางที่ 6.1 สำหรับกรณีของเฟสไม่ต่ำสุด ซีโรบางตัวของกระบวนการอยู่ในฝั่งขวาของระนาบเอส (S-plane) ซึ่งแสดงถึงน้ำในถังด้านบนจะมีปริมาณมากกว่าด้านล่าง ในขณะที่ต้องการควบคุมระดับน้ำถังล่างให้มีระดับตามต้องการ ทำให้โจทย์ปัญหานี้มีความยากและท้าทายต่อออกแบบตัวควบคุม [27-28]

จากกฎการควบคุมแบบปรับตัวได้ของ MIT ที่อธิบายไว้ในบทที่ 5 ค่าอัตราการปรับตัว (adaptation gains:  $\gamma$ ) ถูกกำหนดให้มีค่า ดังสมการที่ 6.19 และ 6.20 โดยเป็นค่าที่ทำให้ฟังก์ชันกำลังสองของความผิดพลาด  $J(\theta)$  มีค่าต่ำสุด

MRAC adaptation gains1:

$$\gamma_{p1} = -0.00001, \gamma_{i1} = -0.001, \gamma_{d1} = -0.0018 \quad (6.19)$$

MRAC adaptation gains2:

$$\gamma_{p2} = -0.00001, \gamma_{i2} = -0.001, \gamma_{d2} = -0.0012 \quad (6.20)$$

สำหรับการออกแบบตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  สามารถทำได้โดยการ หาค่าเหมาะสมแบบอัตโนมัติที่สามารถให้ค่าผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) มีค่าต่ำสุด โดยใช้โมเดลอ้างอิง ในสมการ 6.13, 6.14 แทนโมเดลในแต่ละลูปของกระบวนการ ภายใต้ข้อกำหนด เกนมาร์จิ้น 10dB และเฟสมาร์จิ้น 65 องศา

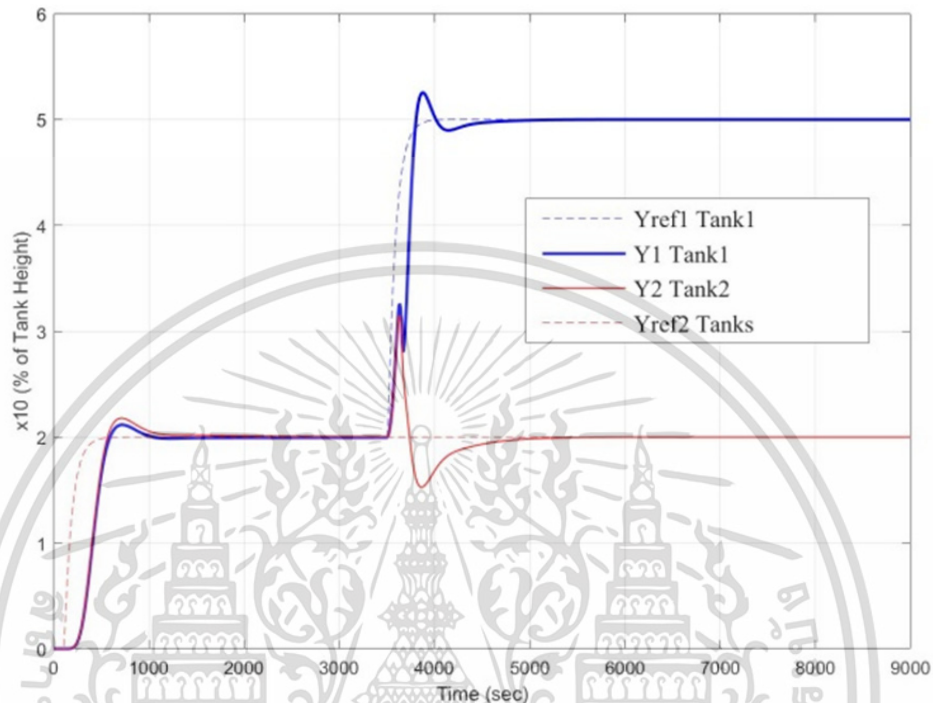
รูปที่ 6.1 แสดงถึงค่าผลรวมของกำลังสองของความผิดพลาด (ISE) สำหรับค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) ภายในช่วง  $\lambda = [0.90; 1.20]$  และ  $\mu = [0.30; 0.80]$  ซึ่งในการจำลองจะใช้ค่าพารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) ดังสมการที่ 6.21 และ 6.22 ที่ให้ค่า ISE ต่ำสุดในขณะที่คุณลักษณะของผลตอบสนองเป็นที่ยอมรับได้ คือ ISE มีค่า 2,268  $\text{cm}^2$  สำหรับลูปควบคุมถึง 1 และ 1,171  $\text{cm}^2$  สำหรับลูปควบคุมถึง 2

$$G_{FOPID\_1}(s) = K_{p1} + K_{i1} \frac{1}{s^{1.02}} + K_{d1} s^{0.75} \quad (6.21)$$

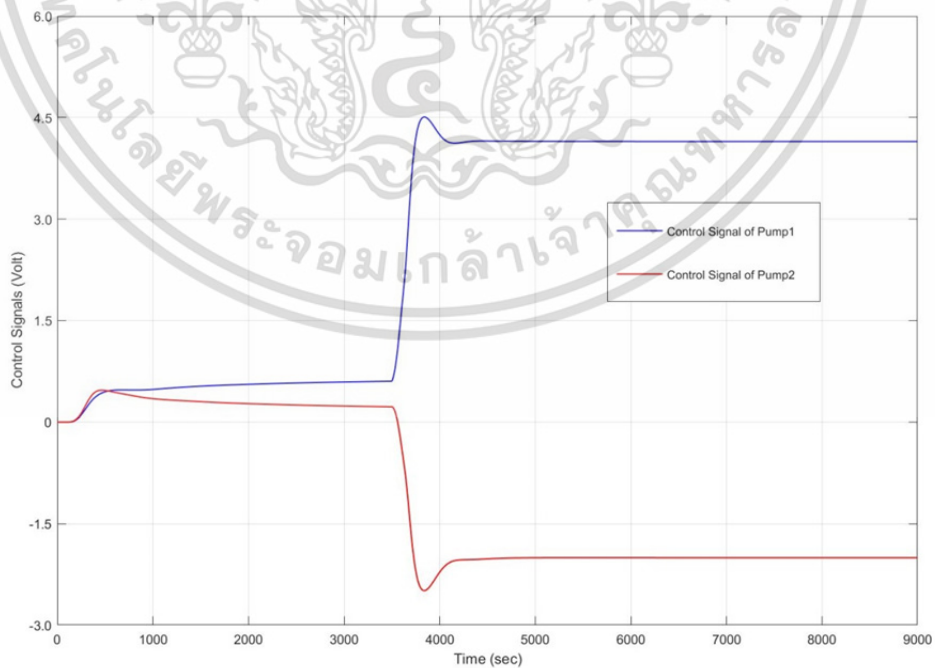
$$G_{FOPID\_2}(s) = K_{p2} + K_{i2} \frac{1}{s^{1.04}} + K_{d2} s^{0.75} \quad (6.22)$$

โครงสร้างของระบบควบคุมที่ออกแบบโดยเทคนิคที่นำเสนอตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง แสดงดังรูปที่ 6.2 ระบบประกอบด้วยฟังก์ชันบล็อกเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง กลไกการควบคุมแบบปรับตัวได้โดยโมเดลอ้างอิง (MRAC) ตัวควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  และตัวชดเชยอินเวอร์สตีคป์ปลิ่ง เป้าหมายการควบคุม คือ ระดับน้ำในถังที่ 1 และถังที่ 2 ( $y_1, y_2$ ) เพื่อติดตามสัญญาณอินพุตด้วยสัญญาณควบคุมแรงดันไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ปั๊มน้ำ ( $u_1, u_2$ )



รูปที่ 6.8 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (เฟสไม่ต่ำสุด)



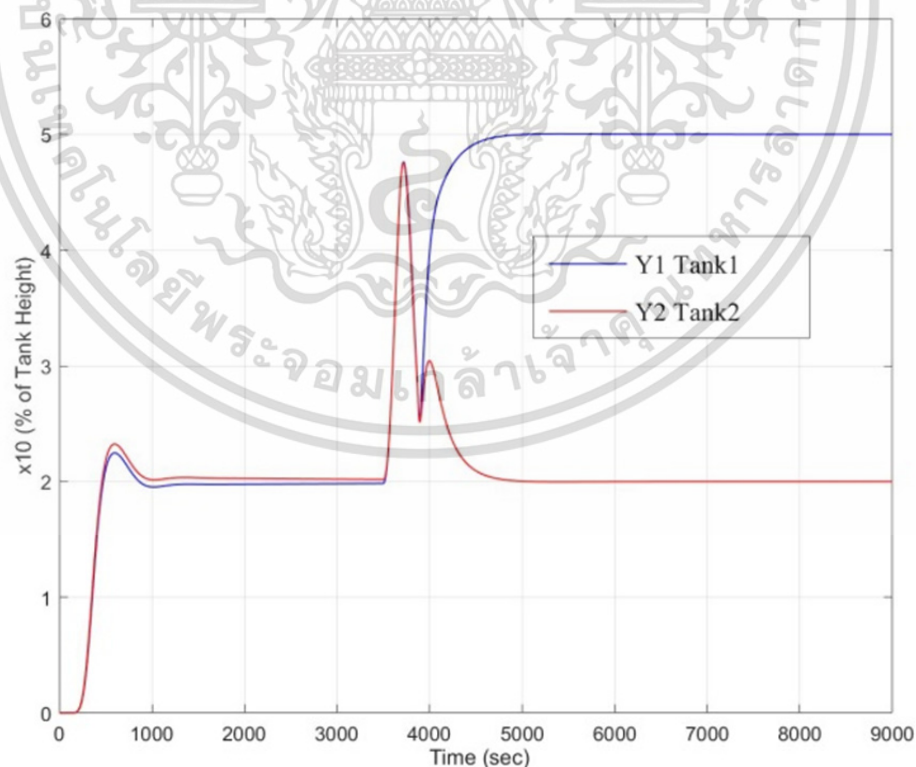
รูปที่ 6.9 สัญญาณควบคุม (เฟสไม่ต่ำสุด)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ผลตอบสนองของระบบควบคุมในรูปที่ 6.8 แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพการติดตามสัญญาณอินพุทอ้างอิง โดยสัญญาณขั้นบันไดที่เวลา 100 วินาที เส้นประแสดงสัญญาณผลตอบสนองของโมเดลอ้างอิงภายในกลไกการปรับตัวได้ ( $y_{m1}, y_{m2}$ ) ในสมการที่ 6.13 และ 6.14 ผลตอบสนองของน้ำในถังที่ 1 (สีน้ำเงิน) และ 2 (สีแดง) มีค่าเปอร์เซ็นต์ฟุงเกินที่ 5.75% และ 6.9% ด้วยค่าเวลาคงที่ที่ 866 วินาที และ 1064 วินาที สำหรับถัง 1 และ ถัง 2 ตามลำดับ โดยระดับน้ำทั้ง 2 ถัง มีค่าผิดพลาดที่สถานะคงที่เป็นศูนย์ สำหรับผลตอบสนองต่ออินพุทขั้นบันไดที่เวลา 3,500 วินาที ผลตอบสนองของน้ำในถังที่ 1 (สีน้ำเงิน) มีค่าเปอร์เซ็นต์ฟุงเกินที่ 5 % และค่าเวลาคงที่ที่ 869 วินาที โดยมีค่าผิดพลาดที่สถานะคงที่เป็นศูนย์

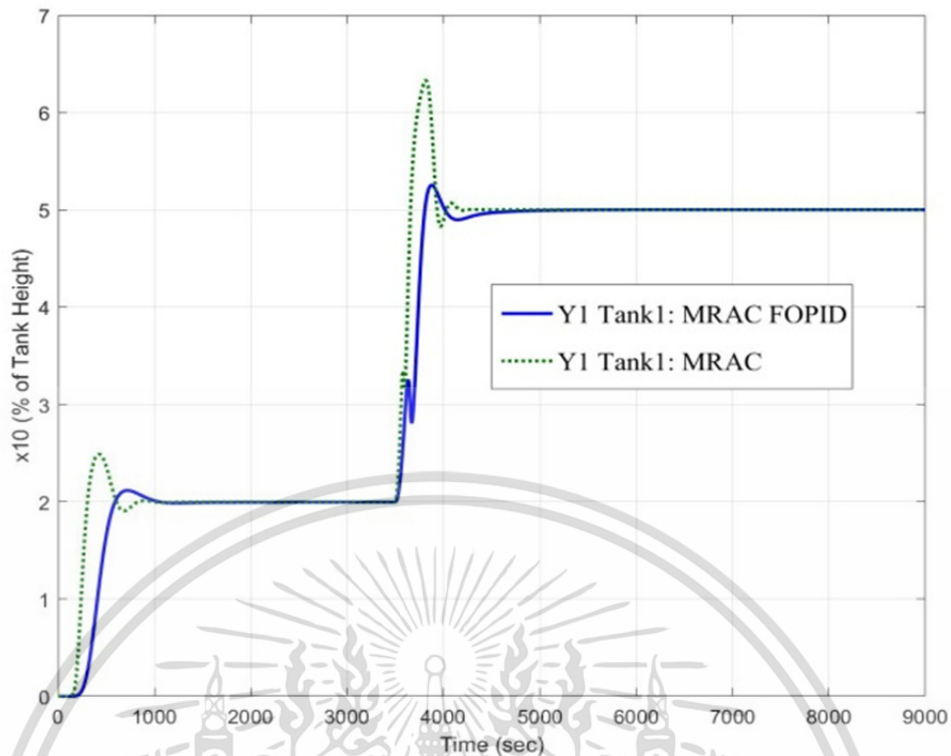
ผลตอบสนองของระบบควบคุมต่อตัวชดเชยดีคัพปลิง แสดงดังรูป 6.10 จะเห็นได้ว่าตัวชดเชยดีคัพปลิงสามารถช่วยลดผลกระทบระหว่างระดับน้ำในถังที่ 1 (สีน้ำเงิน) และถังที่ 2 (สีแดง) ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

จากความสามารถที่เพิ่มขึ้นของเทคนิคที่นำเสนอตัวควบคุมพีไออันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง ที่สามารถปรับพารามิเตอร์สำหรับการควบคุมได้ถึง 5 ตัว คือ เกณฑ์การปรับตัวได้ (Adaptive gain:  $\gamma_{p1}, \gamma_{i1}, \gamma_{d1}$ ) และ พารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) การเปรียบเทียบผลตอบสนองระหว่างการควบคุมพีไออันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้ และ ควบคุมพีไออันดับเต็มส่วน PID แบบปรับตัวได้ (เฟสต่ำสุด) แสดงดังรูปที่ 6.11 พารามิเตอร์อันดับไม่เต็มส่วน ( $\lambda, \mu$ ) ช่วยในการปรับแต่งผลตอบสนองให้ลดค่าเปอร์เซ็นต์ฟุงเกินได้ถึง 21.36%

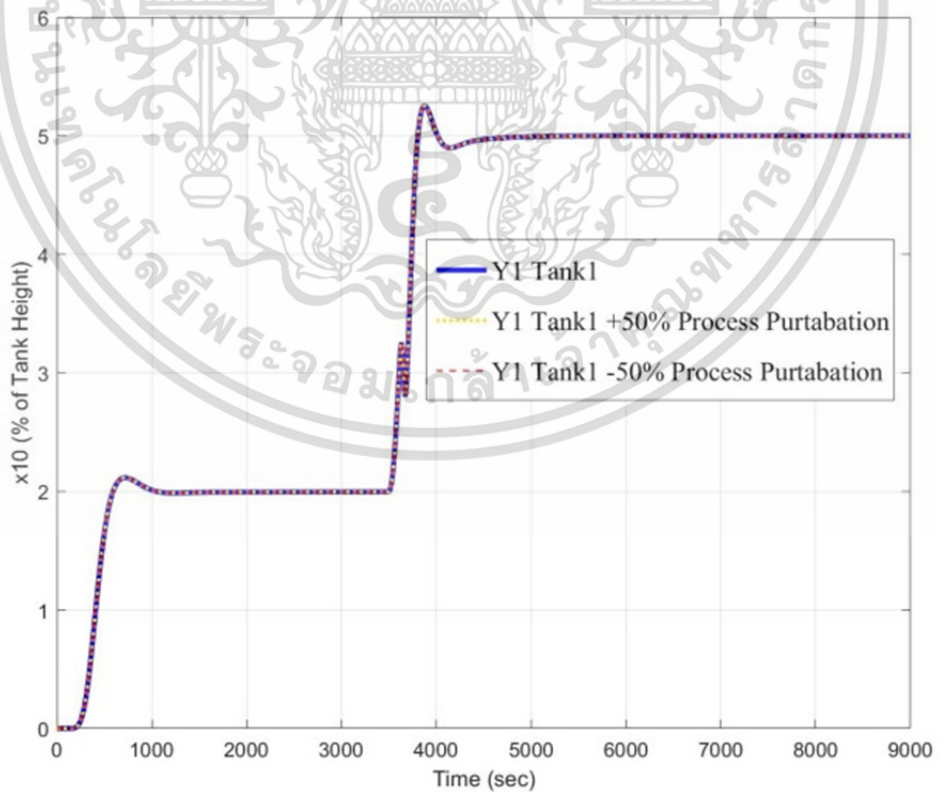


รูปที่ 6.10 ผลตอบสนองของระบบควบคุม (ไม่มีตัวชดเชยอินเวอร์สดีคัพปลิง)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 6.11 ผลตอบสนองของระบบควบคุมเปรียบเทียบระหว่างการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้ และควบคุมพีไอดีอันดับเต็มส่วนแบบปรับตัวได้ (เฟสไม่ต่ำสุด)



รูปที่ 6.12 ผลตอบสนองของระบบควบคุมกรณีทดสอบความคงทนของระบบควบคุมต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการ (เฟสไม่ต่ำสุด)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนลิขสิทธิ์หรือการเชิงอื่นเพื่อการค้าเท่านั้น เมื่อผู้ผู้ให้เข้าไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ความคงทนของระบบควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิงที่นำเสนอ ถูกทดสอบโดยการหาผลตอบสนองของระบบเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ของระบบ ในที่นี้กำหนดให้เป็นค่าอัตราขยายของปั๊มน้ำที่ 1 และ 2 โดยมีค่าเพิ่มขึ้นและลดลง 50% จากผลการจำลองในรูปที่ 6.12 แสดงถึงประสิทธิภาพการควบคุมแบบปรับตัวได้ ซึ่งสามารถปรับเกณฑ์ตัวควบคุมพีไอดี ( $K_p, K_I, K_D$ ) ให้ผลตอบสนองมีค่าคงเดิมได้ แม้ค่าพารามิเตอร์ของระบบจะมีการเปลี่ยนแปลงไปถึง 50%

## 6.2 สรุปท้ายบท

การจำลองระบบควบคุมสำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง ด้วยเทคนิคการควบคุมพีไอดีอันดับไม่เต็มส่วน  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  แบบปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิง แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพการติดตามค่าอินพุตเป้าหมาย ความมีเสถียรภาพของระบบ รวมถึงความคงทนของระบบควบคุม อีกทั้งยังแสดงให้เห็นถึงวิธีการประยุกต์ใช้ซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำในถังแบบหลายโครงสร้าง เพื่อการทดสอบสมรรถนะของตัวควบคุมที่ออกแบบ



## บทที่ 7

### บทสรุป

รายละเอียดบทสรุปในบทที่ 7 นี้ จะกล่าวถึงข้อมูลสรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ ข้อสรุปจากสมมติฐาน ปัญหาอุปสรรค รวมถึงงานวิจัยในอนาคต เพื่อให้สามารถมองเห็นภาพสรุปรวมของวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ได้อย่างชัดเจน

#### 7.1 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้นำเสนอทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างซอฟต์แวร์จำลองของระบบแบบหลายถัง โดยมีจุดมุ่งหมายเพื่อการพัฒนาฟังก์ชันแบบไม่เชิงเส้นสำหรับโมเดลทางไดนามิกของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง อันเป็นเครื่องมือที่มีคุณประโยชน์ในการวิเคราะห์ พิสูจน์ประสิทธิภาพของตัวควบคุม การศึกษาได้อธิบายเกี่ยวกับโมเดลทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง คุณลักษณะความไม่เป็นเชิงเส้น โหมดเฟสต่ำสุดและไม่ต่ำสุด คุณลักษณะของซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์และอธิบายถึงการประยุกต์ใช้งานในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมรวมถึงการตรวจสอบสมรรถนะของตัวควบคุมด้วยการจำลองซอฟต์แวร์ทูลบ็อกซ์สำหรับกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง สามารถใช้เป็นเครื่องมือจำลองที่สมบูรณ์สำหรับผู้ใช้ในการทำการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง อีกทั้งยังเป็นประโยชน์ในการใช้เป็นเครื่องมือเพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท

ผลการจำลองได้แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพของ MCTP ทูลบ็อกซ์ที่นำเสนอในการประเมินประสิทธิภาพ เสถียรภาพ ความคงทนของตัวควบคุม นอกจากนี้การทดสอบยังสนับสนุนให้เห็นถึงคุณประโยชน์ของ MCTP ทูลบ็อกซ์ในการเป็นเครื่องมือจำลองที่สมบูรณ์สำหรับผู้ใช้ในการทำการวิจัยทางวิศวกรรมด้านการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุมกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้าง อีกทั้งยังเป็นประโยชน์อย่างมากในการใช้เป็นเครื่องมือเพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพของอัลกอริธึมการควบคุมสำหรับระบบแบบหลายอินพุทหลายเอาต์พุท

#### 7.2 ปัญหาอุปสรรค

ในกรณีโมเดลคณิตศาสตร์ของกระบวนการมีเลขยกกำลังของพหุนาม หรือลำดับของฟังก์ชันถ่ายโอนที่สูง อาจต้องใช้วิธีการออกแบบตัวควบคุมที่เหมาะสมเพื่อลดข้อจำกัดของการวิเคราะห์ตำแหน่งรากของระบบ เช่น การออกแบบตัวควบคุมด้วยเทคนิคการปรับตัวได้โดยใช้โมเดลอ้างอิงหรือเทคนิคการค้นหาเพื่อค่ากำลังสองของความผิดพลาดต่ำที่สุด

#### 7.3 งานวิจัยในอนาคต

สำหรับงานวิจัยในอนาคต มีแนวทางมุ่งไปสู่การหาโมเดลแบบไม่เชิงเส้นของกระบวนการระดับน้ำแบบหลายโครงสร้างโดยเทคนิคการปรับแต่งทางไดนามิกที่เหมาะสมที่สุด จากผลการตอบสนองของกระบวนการจริง เพื่อขยายขีดความสามารถในการวิเคราะห์และออกแบบระบบควบคุม

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

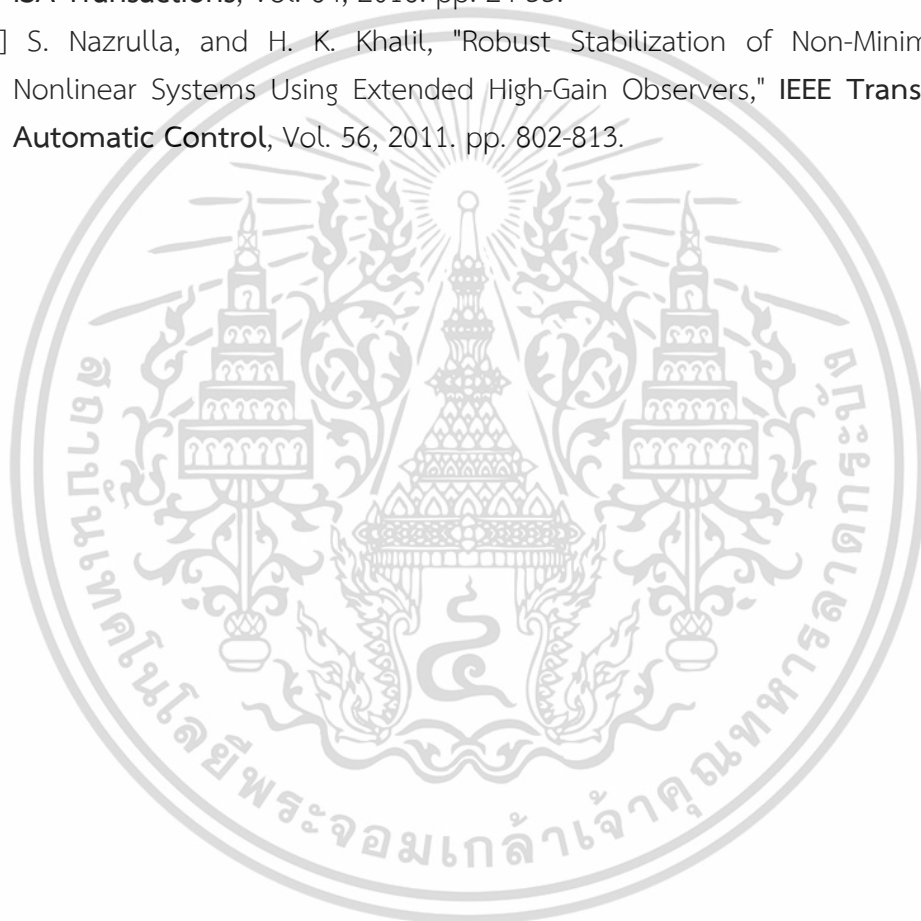
## เอกสารอ้างอิง

- [1] K. H. Johansson, A. Horch, O. Wijk, and A. Hansson, "Teaching Multivariable Control Using The Quadruple - Tank Process", In: **Proc. of IEEE Conference on Decision and Control, Phoenix, USA, 1999.** pp. 807-812.
- [2] K. J. Astrom, K. H. Johansson, and Q. G. Wang, "Design of Decoupled PI Controllers for Two-By-Two Systems", **IEE Proceedings - Control Theory and Applications**, Vol. 149, 2002. pp. 74-81.
- [3] S. M. M. Alavi, A. Khaki-Sedigh, B. Labibi, and M. J. Hayes, "Improved Multivariable Quantitative Feedback Design For Tracking Error Specifications", **IET Control Theory & Applications**, Vol. 1, 2007. pp. 1046-1053.
- [4] M. Pasamontes, J. D. Alvarez, J. L. Guzman, and M. Berenguel, "Learning Switching Control: A Tank Level-Control Exercise", **IEEE Transactions on Education**, Vol. 55, 2012. pp. 226-232.
- [5] S. Laguech, S. Aloui, A. Chaari, A. E. Hajjaji, and Y. Koubaa, "Improved Sliding Mode Control of a Class of Nonlinear Systems: Application to Quadruple Tanks System", In: **Proc. of European Control Conference (ECC)**, Zurich, Switzerland, 2013. pp. 3203-3208.
- [6] V. Kirubakaran, T.K. Radhakrishnan, and N. Sivakumaran, "Distributed Multiparametric Model Predictive Control Design for a Quadruple Tank Process", **Measurement**, Vol. 47, 2014. pp. 841-854,.
- [7] U. S. Banu, and S. K. Lakshmanaprabu, "Adaptive Multi-Loop Fractional Order PID Controller Tuning Using Bat Colony Optimization for Quadruple-Tank Process", In: **Proc. of International Conference on Robotics, Automation, Control and Embedded Systems (RACE)**, Chennai, India, 2015. Vol.1-8.
- [8] X. Christie, and P. S. Jose, "Design of Model Reference Adaptive Control for a Quadruple Tank System Using LabVIEW", In: **Proc. of International Conference on Innovations in Information, Embedded and Communication Systems (ICIIECS)**, Coimbatore, India, 2015. Vol. 1-6.
- [9] A. Başçi, and A. Derdiyok, "Implementation of an Adaptive Fuzzy Compensator for Coupled Tank Liquid Level Control System", **Measurement**, Vol. 91, 2016. pp. 12-18.
- [10] A. Numsomran, T. Suksri, V. Kongratana, T. Trisuwannawat and T. Tirasesth, "I-P controller design for quadruple-tank system", **IEEE Region 10 Conference TENCN**, Chiang Mai, Thailand, 2004. pp. 471-474.
- [11] A. Numsomran, J. Chaoraingern, T. Suesut, T. Trisuwannawat, and V. Tipsewanporn, "PID Controller Design Using Characteristic Ratio Assignment

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Method for Coupled-tank Process", In: **Proc. of International Conference on Computational Intelligence for Modelling, Control and Automation and International Conference on Intelligent Agents, Web Technologies and Internet Commerce**, Vienna, Austria, 2005. pp. 590-594.
- [12] A. Numsomran, T. Suksri, and M. Thumma, "Design of 2-DOF PI Controller with Decoupling for Coupled-tank Process", In: **Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems**, Seoul, South Korea, 2007. pp. 339-344.
- [13] A. Numsomran, T. Wongkhum, T. Suksri, P. Nilas, and J. Chaoraingern, "Design of Decoupled Controller for TITO System Using Characteristic Ratio Assignment", In: **Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems**, Seoul, South Korea, 2007. pp. 957-962.
- [14] A. Numsomran, V. Tipsuwanporn, T. Trisuwannawat, and K. Tirasesth, "Design of PID Controller for the Modified Quadruple-tank Process Using Inverted Decoupling Technique", In: **Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems**, Gyeonggi-do, South Korea, 2011. pp. 1364-1368.
- [15] A. Numsomran, R. Jaisue, J. Chaoraingern, V. Tipsuwanporn, and P. Pholkeaw, "A Design of Fuzzy PID Controller Based on ARM7TDMI for Coupled-Tanks Process", In: **Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems**, Jeju Island, South Korea, 2012. pp. 610-613.
- [16] A. Numsomran, J. Chaoraingern, and T. Trisuwannawat, "The Modified Quadruple-Tank Process: A Flexible Mathematical Model with an Adjustable Simulink Block", **Applied Mechanics and Materials**, Vol. 541, 2014. pp. 813-821.
- [17] B. M. Vinagre, I. Petras, I. Podlubny, and Y. Q. Chen, "Using Fractional Order Adjustment Rules and Fractional Order Reference Models in Model Reference Adaptive Control", **Nonlinear Dynamics**, Vol. 29, 2002. pp. 269-279.
- [18] S. Ladaci, and A. Charef, "On Fractional Adaptive Control", **Nonlinear Dynamics**, Vol. 43, 2006. pp. 365-378.
- [19] A. Oustaloup, B. Mathieu, and P. Lanusse, "The CRONE Control of Resonant Plants: Application to a Flexible Transmission", **European Journal of Control**, 1995. Vol. 1 No.2.
- [20] Y. Chen, I. Petráš, and D. Xue, "Fractional Order Control - A Tutorial", In: **Proc. of American Control Conference**, St. Louis, MO, USA, 2009.
- [21] K. J. Astrom, and B. Wittenmark, "**Adaptive Control**", Addison-Wesley Publishing Company, 1989.
- [22] P. Nordfeldt, and T. Hägglund, "Decoupler and PID Controller Design of TITO Systems", **Journal of Process Control**, Vol. 16(9), 2006. pp. 923-936.
- [23] B. T. Jevtović, and M. R. Mataušek, "PID Controller Design of TITO System Based On Ideal Decoupler", **Journal of Process Control**, Vol. 20(7), 2010. pp. 869-876.

- [24] J. Garrido, F. Vázquez, and F. Morilla, "An Extended Approach of Inverted Decoupling", **Journal of Process Control**, Vol. 21(1), 2011. pp. 55-68.
- [25] K. Ogata, "**Modern Control Engineering 5<sup>th</sup> Edition**", Pearson Education, Inc., 2010.
- [26] A. Tepljakov, E. Petlenkov, and J. Belikov, "FOMCON: a MATLAB Toolbox for Fractional-order System Identification and Control", **International Journal of Microelectronics and Computer Science**, Vol.2, 2011. pp. 51-62.
- [27] L. Sun, D. Li, Z. Gao, Z. Yang, and S. Zhao, "Combined Feedforward and Model-assisted Active Disturbance Rejection Control for Non-Minimum Phase System", **ISA Transactions**, Vol. 64, 2016. pp. 24-33.
- [28] S. Nazrulla, and H. K. Khalil, "Robust Stabilization of Non-Minimum Phase Nonlinear Systems Using Extended High-Gain Observers," **IEEE Transactions on Automatic Control**, Vol. 56, 2011. pp. 802-813.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## ภาคผนวก ก.

## ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการทำวิทยานิพนธ์และได้รับการตีพิมพ์



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



## Adaptive Fractional Order $PI^\lambda D^\mu$ Control for Multi-Configuration Tank Process (MCTP) Toolbox

Arjin Numsomran<sup>1\*</sup>    Thanit Trisuwannawat<sup>1</sup>    Vittaya Tipsuwanporn<sup>1</sup>

<sup>1</sup>*Department of Instrumentation and Control Engineering, Faculty of Engineering,  
King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, Thailand*

\* Corresponding author's Email: arjin.nu@kmitl.ac.th

---

**Abstract:** This paper presents an adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  control for multi-configuration tank process (MCTP) toolbox which aims at demonstrating the problem of reference tracking and cross coupling rejection in multi-input-multi-output system. Moreover, we investigate the cases where the system is in the mode of minimum phase and non-minimum phase configuration. Besides providing theoretical control system analysis and design, we develop the multi-configuration tank process software toolbox for providing the non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process which is the advantage tool for investigating the performances of the controllers. The software toolbox is developed from discrete state P-file S-function which is operated within the MATLAB environment for providing many non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process such as multi-input multi-output quadruple tank full-interacting process, multi-input multi-output quadruple tank process, multi-input single-output triple tank interacting process, multi-input multi-output coupled tank interacting process. All actual process attributes are encapsulated in S-function as the input parameters, thus the multi-tank function block can be simply adjusted by specifying the physical properties of the tank system. The study explains about the mathematical model of multi-configuration tank process, nonlinear dynamic characteristic, minimum phase and non-minimum phase configuration, software toolbox features and also describes the design of the adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  controller including the performance validation. The results have been illustrated that the proposed controller design scheme can provide the sufficient effectiveness in the performance, stability and robustness. Furthermore, these tests reinforce the usefulness of MCTP toolbox as a complete simulation tool for users to perform an engineering research of multi-configuration tank control system analysis and design, moreover, it contains very useful for validating the control algorithm of multi-input-multi-output system.

**Keywords:** Multi-configuration tank process, Multi-variable physical system, Control system analysis & design, Adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  control, Software toolbox.

---

### 1. Introduction

The multi-tank system has been widely used in engineering research for validating various concepts of multi-input-multi-output control system design. A well-known configuration as a quadruple-tank process was originally developed by Johansson in 1999 [1]. Due to its dynamic behavior includes non-linearity, inverse response, process interaction, zero dynamics, parameter perturbation, the various theoretical control approaches have been implemented and proven in their performance.

Several studies, for example a modified PI controller design with decoupling control was developed for reducing the interaction influence between 2 loops of quadruple-tank process [2]. Multi-input multi-output (MIMO) quantitative feedback (QFT) compensator and pre-filter transfer function matrices (TFMs) were proposed to illustrate the benefits of interaction treating for the quadruple-tank process [3]. Multi-controller switching control mechanism was applied with a tank level process for illustrating the switching strategy in nonlinear control problem [4]. A stable adaptive sliding mode based on tracking control was applied to quadruple-tank

process for demonstrating adaptive control performance in a multi-input multi-output (MIMO) system with external disturbances [5]. Distributed multi-parametric model predictive controller design was implemented in a quadruple tank process [6]. A multi-loop centralized fractional order PID controller was designed and implemented in a quadruple-tank process for validating the control performance in nonlinear minimum phase, interacting process under servo and regulatory conditions [7]. A model reference adaptive control (MRAC) using the LabVIEW program was proposed for exhibiting auto tuned controller technique for controlling interaction influence of multivariable quadruple-tank process [8]. An adaptive fuzzy compensator was applied to coupled-tank liquid level control system describing a non-linear and adaptive control action [9]. Fuzzy aggregation based multiple models explicit multi parametric model predictive control was implemented in a quadruple tank process for validating the performance of the proposed control strategy [10]. In our previous work, the PID controller design using a characteristic ratio assignment (CRA), decoupling, and two degrees of freedom (2DOF) technique were implemented in a couple-tank process for performance validation of robustness, overshoot, and settling time improvement [11 - 13]. The inverted decoupling technique was implemented in modified quadruple-tank process for illustrating performance to stabilize an unstable system in case of zero in the right of half plane system [14]. A fuzzy PID controller based on ARM7TDMI was implemented in the couple-tank process for illustrating the control performance of a non-linear fuzzy inference system comparing with conventional PID control [15]. Specifically, the several mathematical models of modified quadruple-tank process were explained clearly as well as providing the evaluation of two degrees of freedom PID control algorithm on multi-input-multi-output system [16]. Therefore, it is recognizable that numerous advantage of knowledge can be illustrated and investigated by multi-tank system.

Through the aforementioned aspects, this paper presents an adaptive fractional order  $PI^2D^\mu$  control for multi-configuration tank process (MCTP) toolbox which aims at demonstrating the problem of reference tracking and cross coupling rejection in multi-input-multi-output system as well as improving the limitation of the previous work, the design of PI controller using model reference adaptive control (MRAC) techniques for coupled-tanks process, [17] which has a drawback to the

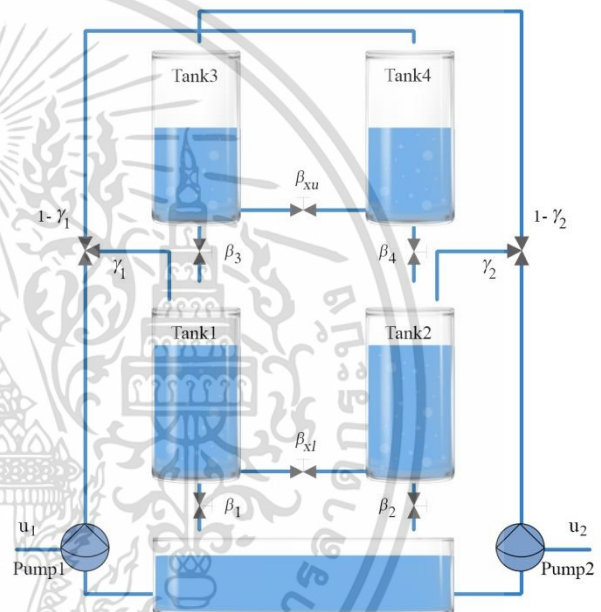
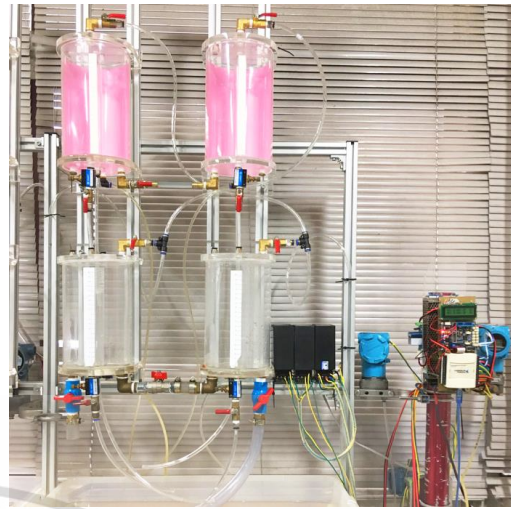


Figure. 1 The multi-configuration tank process: Schematic diagram

response adjustment by using the additional fractional operators. Besides providing theoretical control system analysis and design, we develop the multi-configuration tank process software toolbox for providing the non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process which is the advantage tool for investigating the performances of the controllers.

The essential features advanced the previous studies [16] are that the software toolbox is developed from discrete state P-file S-function which offers more flexible implementation of simulation and improvement simulation times. Likewise, it is able to provide a complete non-linear function set of the dynamic models of multi-configuration tank process. In addition, all actual process attributes are encapsulated in S-function as the input parameters, thus the multi-tank function

block can be simply adjusted by specifying the physical parameters of the tank system as well as it supports flexibly the variety of process characteristics such as inter-acting process, input-output cross coupling, minimum phase, non-minimum phase.

The study explains about the mathematical model of multi-configuration tank process, nonlinear dynamic characteristic, minimum phase and non-minimum phase configuration, software toolbox features and also describes the design of the adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  controller including the performance validation compared to the adaptive integer order PID control. The rest of this paper is organized as follows: The proposed multi-configuration tank process with its physical structure, mathematical modeling and nonlinear dynamic characteristic are described in the section 2; The details of software toolbox features are demonstrated in the section 3; The theoretical control system design using adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  control is explained in the section 4. The experimental results and discussions are illustrated in section 5; while the section 6 is dedicated to the conclusions.

## 2. Mathematical Modeling

The multi-configuration tank process structure and its schematic diagram are depicted in Fig. 1. The flexible process structure composes of four 1192.5 cm<sup>3</sup> of cylindrical tanks, two API instrument gear pumps, four pressure transmitters, 32,000 cm<sup>3</sup> of water reservoir, four outlet valves and two interacting valves. The two Y-junctions are used for dividing the inlet water through the lower tanks and the upper tanks in the diagonal direction. The process structure can be flexibly adjusted by closing or opening the two Y-junctions, the four outlet valves ( $\beta_i$ ) and the two interacting valves ( $\beta_{xu}$ ,  $\beta_{xl}$ ), for example the quadruple-tank non-interacting process can be created by closing the two interacting valves ( $\beta_{xu}$ ,  $\beta_{xl}$ ), then opening the four outlet valves ( $\beta_i$ ). The process characteristics can be adjusted conveniently by changing the percent valves opening, for example the inter-acting of water between lower tanks can be created by increasing the percent valves opening of lower interacting valves ( $\beta_{xl}$ ). Furthermore, the process can be adjusted to operate in non-minimum phase, zeros transition in the right half plane, by decreasing the percent valves opening of two Y-junctions ( $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ ) so that creating the input-output cross coupling action. The target is to control the level in specified tanks with two pumps. The process inputs are pumps input

voltages ( $u_1$ ,  $u_2$ ) and the outputs are water level in the tanks ( $h_i$ ). Referring to Mass balances and Bernoulli's law, non-linear plant equations describing about the characteristics of the water in each tank are obtained as

$$\frac{dh_1(t)}{dt} = -\frac{\beta_1 a_1}{A} \sqrt{2gh_1(t)} + \frac{\beta_3 a_3}{A} \sqrt{2gh_3(t)} - \frac{\beta_{xl} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_1(t) - h_2(t)] \sqrt{2g|h_1(t) - h_2(t)|} + \frac{\gamma_1 k_{p1}}{A} u_1(t) \quad (1)$$

$$\frac{dh_2(t)}{dt} = -\frac{\beta_2 a_2}{A} \sqrt{2gh_2(t)} + \frac{\beta_4 a_4}{A} \sqrt{2gh_4(t)} + \frac{\beta_{xl} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_1(t) - h_2(t)] \sqrt{2g|h_1(t) - h_2(t)|} + \frac{\gamma_2 k_{p2}}{A} u_2(t) \quad (2)$$

$$\frac{dh_3(t)}{dt} = -\frac{\beta_3 a_3}{A} \sqrt{2gh_3(t)} + \frac{(1-\gamma_2)k_{p2}}{A} u_2(t) - \frac{\beta_{xu} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_3(t) - h_4(t)] \sqrt{2g|h_3(t) - h_4(t)|} \quad (3)$$

$$\frac{dh_4(t)}{dt} = -\frac{\beta_4 a_4}{A} \sqrt{2gh_4(t)} + \frac{(1-\gamma_1)k_{p1}}{A} u_1(t) + \frac{\beta_{xu} a_x}{A} \operatorname{sgn}[h_3(t) - h_4(t)] \sqrt{2g|h_3(t) - h_4(t)|} \quad (4)$$

$A$ : Cross section area of tank (cm<sup>2</sup>)

$a_i$ : Cross section area of the outlet hole (cm<sup>2</sup>)

$a_x$ : Cross section area of the connection hole (cm<sup>2</sup>)

$h_i$ : Water level (cm)

$u_j$ : Voltage input of pump (volt)

$\beta_i$ : Outlet valve ratio

$\beta_{xl}$ : Lower connected valve ratio

$\beta_{xu}$ : Upper connected valve ratio

$\gamma_j$ : Inlet valve ratio

$k_{pi}$ : Gain of pump (cm<sup>3</sup>/volt/sec)

$g$ : Specific gravity (981 cm/s<sup>2</sup>)

The transfer matrix  $G(s)$  of multi-configuration tank process in Eq. (5) is the linearized dynamic model of multi-configuration tank process expressed the relations between input pump voltage ( $U_1$ ,  $U_2$ ) and output water level ( $H_1$ ,  $H_2$ ) which is used for designing the controller.

$$G(s) = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (5)$$

$$g_{11}(s) = \frac{H_1(s)}{U_1(s)} = \frac{\left[ \frac{T_1 T_4 (1 - \gamma_1) k_{p1}}{T_3 A} \right] + T_{3XU} \frac{T_1 T_2 T_{xu} (1 - \gamma_1) k_{p1}}{T_{xl} T_3 A T_{2XL}}}{T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu} T_{3XU} - T_4}{T_3} \right] \left[ T_{1XL} - \left( \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{T_{2XL}} \right) \right]} + T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu} T_{3XU} - T_4}{T_3} \right] \frac{T_1 \gamma_1 k_1}{A} \quad (6)$$

$$T_{4XU} \left[ \frac{T_{xu} T_{3XU} - T_4}{T_3} \right] \left[ T_{1XL} - \left( \frac{T_1 T_2 / T_{xl}^2}{T_{2XL}} \right) \right]$$

$$g_{12}(s) = \frac{H_1(s)}{U_2(s)} = \frac{\left[ T_{2XL} \frac{T_{xl} (1 - \gamma_2) k_{p2}}{A} \right] + \left[ \frac{T_2 T_3 (1 - \gamma_2) k_{p2}}{A T_{xu} T_{4XU}} \right]}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \left[ T_{2XL} \left( \frac{T_{xl}}{T_1} \right) T_{1XL} - \frac{T_2}{T_{xl}} \right]} + \frac{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \frac{T_2 \gamma_2 k_{p2}}{A}}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \left[ T_{2XL} \left( \frac{T_{xl}}{T_1} \right) T_{1XL} - \frac{T_2}{T_{xl}} \right]} \quad (7)$$

where

$H_1$  : Water level in tank1 (cm)

$H_2$  : Water level in tank2 (cm)

$U_1$  : Voltage input of pump1 (volt)

$U_2$  : Voltage input of pump2 (volt)

$$g_{21}(s) = \frac{H_2(s)}{U_1(s)} = \frac{\left[ T_{1XL} T_{3XU} T_{xu} T_{xl} (1 - \gamma_1) k_{p1} + T_1 T_4 (1 - \gamma_1) k_{p1} \right] / T_3 A}{\left[ \frac{T_{1XL} T_{2XL} T_{xl} - T_1}{T_2} \right] \left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu} - T_4}{T_3} \right]} + \frac{\left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu} - T_4}{T_3} \right] \frac{T_1 \gamma_1 k_1}{A}}{\left[ \frac{T_{1XL} T_{2XL} T_{xl} - T_1}{T_2} \right] \left[ \frac{T_{4XU} T_{3XU} T_{xu} - T_4}{T_3} \right]} \quad (8)$$

$$g_{22}(s) = \frac{H_2(s)}{U_2(s)} = \frac{T_2 T_3 (1 - \gamma_2) k_{p2}}{A T_{xu} T_{4XU}} + \frac{T_1 T_2 (1 - \gamma_2) k_{p2}}{A T_{xl} T_{1XL}} = \frac{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{xu} T_{4XU}} \right] \left[ T_{2XL} - \frac{T_1 T_2}{T_{1XL} T_{xl}^2} \right]}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{4XU} T_{xu}^2} \right] \frac{T_2 \gamma_2 k_{p2}}{A}} + \frac{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{4XU} T_{xu}^2} \right] \left[ T_{2XL} - \frac{T_1 T_2}{T_{1XL} T_{xl}^2} \right]}{\left[ T_{3XU} - \frac{T_3 T_4}{T_{4XU} T_{xu}^2} \right] \left[ T_{2XL} - \frac{T_1 T_2}{T_{1XL} T_{xl}^2} \right]} \quad (9)$$

where  $\frac{1}{T_i} = \frac{\beta_i a_i}{A \sqrt{2h_i}}$ ,

$\frac{1}{T_{xu}} = \frac{\beta_{xu} a_x}{A \sqrt{2|h_3 - h_4|}}$ ,  $\frac{1}{T_{xl}} = \frac{\beta_{xl} a_x}{A \sqrt{2|h_1 - h_2|}}$ ,

$T_{1XL} = \left[ T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_{xl}} \right]$ ,  $T_{2XL} = \left[ T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_{xl}} \right]$ ,

$T_{3XU} = \left[ T_3 s + 1 + \frac{T_3}{T_{xu}} \right]$ ,  $T_{4XU} = \left[ T_4 s + 1 + \frac{T_4}{T_{xu}} \right]$

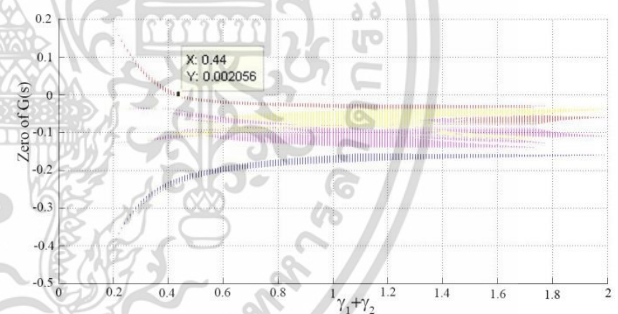


Figure. 2 Zero of  $G(s)$  related with  $\gamma_1, \gamma_2$

The mathematical model of multi-configuration tank process in Eqs. (6) - (9) were developed in the general form so that they are able to be conveniently transformed to the mathematical model of others tank system as described in [16]. The zeros of multi-configuration tank transfer matrix in Eq. (5) are characterized as the zeros of  $\det G(s)$ . As illustrating zeros position mapping in Fig. 2, the zeros of  $G(s)$  can be located on the s-plane either in the left or in the right half-plane depending on the values of inlet valve ratio ( $\gamma_1, \gamma_2$ ). If  $0.44 < \gamma_1 + \gamma_2 < 2$ , The system is minimum phase, all multivariable zeros are placed in the left half-plane. If  $0 < \gamma_1 + \gamma_2 < 0.44$ , the system is non-minimum phase, a multivariable zeros are placed in the right half-plane. Moreover, if

$\gamma_1 + \gamma_2 = 0.44$ , a multivariable zeros are located at the origin.

### 3. Multi configuration tank process (MCTP) toolbox

Multi configuration tank process toolbox is the software toolbox representing the non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process. The aim of the toolbox is to provide the advantage tool of the multi-tanks process simulation which is suitable for investigating the performances of the multi-input multi-output (MIMO) control system design. In this paper, an overview of the MCTP toolbox and its functions with the used theoretical aspects are described, as well as the example of multi-tank control system is illustrated.

#### 3.1 Toolbox features

The MCTP toolbox in Fig. 3., the essential features are that the software toolbox is developed from discrete state P-file S-function which is operated within the MATLAB environment. Likewise, it is able to provide a complete non-linear function set of the dynamic models of multi-configuration tank process such as multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank full-interacting process, multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank process, multi-input single-output (MISO) triple tank interacting process, multi-input multi-output (MIMO) coupled tank interacting process. In addition, all actual process attributes are encapsulated in S-function as the input parameters, thus the multi-tank function block can be simply adjusted by specifying the physical parameters of the tank system as well as it supports flexibly the variety of process characteristics such as inter-acting process, input-output cross coupling, minimum phase, non-minimum phase. The MCTP toolbox relies on the MATLAB 2015. The package includes the following 3 files as:

- mct\_init.m - the initial parameters
- MCTP\_Toolbox.mdl - Simulink library
- model.p – S-function for MCTP toolbox

The function block of a multi-input multi-output (MIMO) quadruple-tank full-interacting process is illustrated in Fig. 4. It provides a dynamic behavior of the level height in four liquid tanks connected with the full-interactions, upper and lower tanks. The input variables are voltages to the pumps, while the outputs are water level in the lower tanks (tank1, tank2). A function block parameters are the process attributes which can be specified the required

physical parameters of the tank system. In addition, the process characteristics can be adjusted to operate in non-minimum phase, zeros transition in the right half plane, by decreasing the percent valves opening of two Y-junctions ( $\gamma_1, \gamma_2$ ) so that creating the input-output cross coupling action.

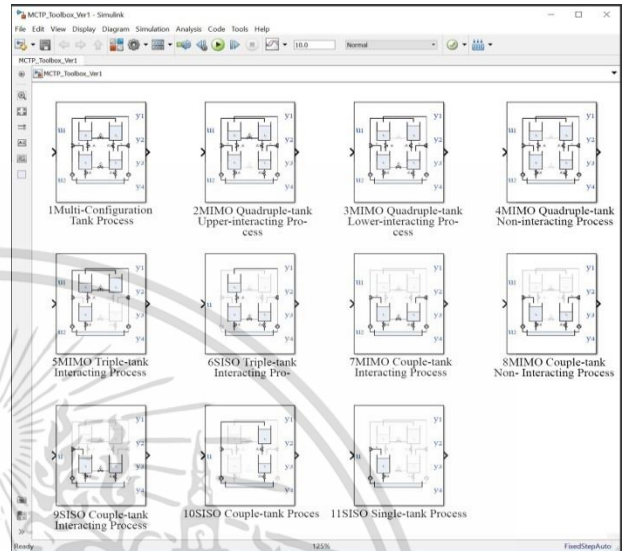


Figure. 3 MCTP Toolbox 1.0

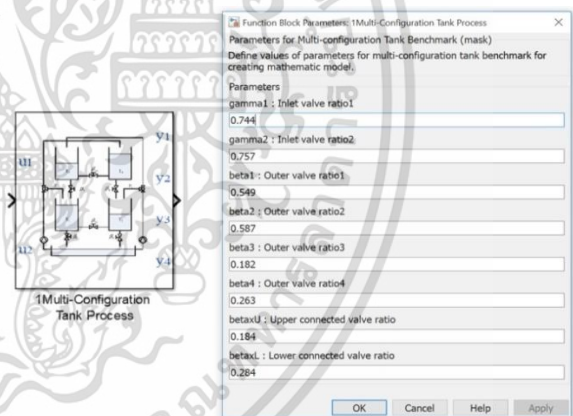


Figure. 4 Block parameters - multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank full-interacting process

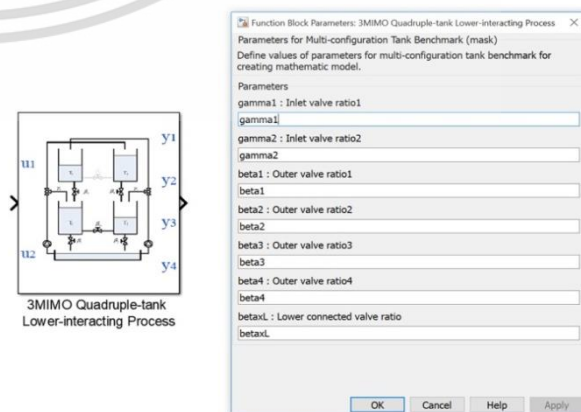


Figure. 5 Block parameters – multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank lower-interacting process

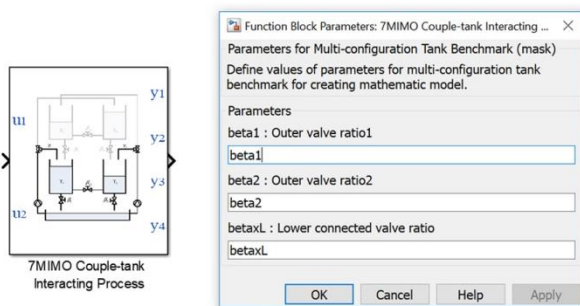


Figure. 6 Block parameters – multi-input multi-output (MIMO) couple tank interacting process

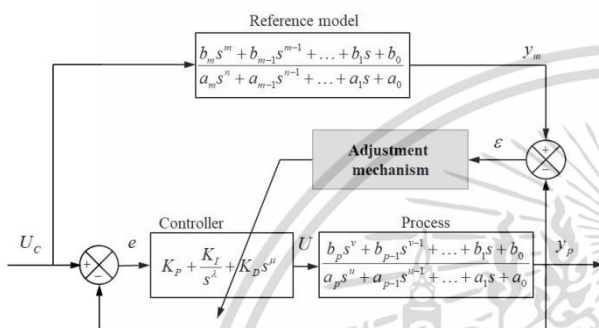


Figure. 7 Block diagram of adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  control

The function block of multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank lower-interacting process in Fig. 5 provides a dynamic behavior of the level height in four liquid tanks connected with interactions from lower tanks. It was implemented for validating the proposed control strategy of 2DOF PID control in case of zero in the right of half plane system [14]. The process characteristics of function block are useful for evaluating the performance of stability control, especially the dynamic response can be reflected the performance for feed-forward controller effectively.

The function block of multi-input multi-output (MIMO) couple tank interacting process in Fig. 6 provides a dynamic behavior of the level height in two tanks connected with interactions from lower tanks. The input variables are voltages to the pumps, while the outputs are water level in the lower tanks (tank1, tank2). It was implemented for validating the proposed control methodology of characteristic ratio assignment for two-input-two-output (TITO) system [13]. The process characteristics of function block are useful for evaluating the performance of adjusting the shape of dynamic response both of the percent overshoot and settling time.

#### 4. Adaptive fractional order $PI^\lambda D^\mu$ control

In this paper, the dynamic adjustment of the adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  controller has been validated to achieve the control performance and robustness for a multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank full-interacting process. The structure of control system is depicted in Fig. 7 which composes of a feedback loop of tank process and order  $PI^\lambda D^\mu$  controller as well as a feedback loop of the reference adaptive mechanism. The  $PID$  parameters are changed by the adjustment mechanism based on the value of feedback error, which is the deviation between the output of the system and the output of the reference model. Meanwhile an integrator of order  $\lambda$  and a differentiator of order  $\mu$  are determined the appropriate values using Integral Square Error (ISE) tuning [18, 19].

##### 4.1 Fractional order PID

The differentiation and integration operators in the fractional calculus are given as [20, 21]

$${}_a D_t^q = \begin{cases} \frac{d^q}{dt^q} & q > 0 \\ 1 & q = 0 \\ \int_a^t (dt)^{-q} & q < 0 \end{cases} \quad (10)$$

where  $q$  is the fractional-order of the operation.  $a$  and  $t$  are the limits of the operation.

A definition of fractional derivatives given by Grunwald–Letnikov is demonstrated as follows:

$${}_a D_t^q f(t) = \frac{d^q f(t)}{d(t-a)^q} = \lim_{h \rightarrow 0} \frac{1}{h^q} \sum_{i=0}^{[(t-a)/h]} (-1)^i \binom{q}{i} f(t-ih) \quad (11)$$

where  $D$  is the mathematical operator.  $q$  is the fractional-order of the operation.  $t$  and  $a$  are limits of the operation.  $h$  is the small step size.  $\binom{q}{i}$  is the function of  $\frac{(q)(q-1)(q-2)\dots(q-i+1)}{\Gamma(i-1)}$ .

The implementation of fractional calculus in  $PID$  controller design has been widely proposed as well as applied to many process applications due to the aims of increasing a capability of control

performance using the five parameters ( $K_p, K_I, K_D, \lambda, \mu$ ). Referring to a block-diagram in a Fig. 8, the transfer function of the fractional-order  $PI^\lambda D^\mu$  controller composed with fractional operators ( $\lambda, \mu$ ) can be defined as

$$G_{FOPID}(s) = K_p + K_I \frac{1}{s^\lambda} + K_D s^\mu, (\lambda, \mu > 0) \quad (12)$$

where  $G_{FOPID}$  is the transfer function of the fractional-order.  $K_p$  is the proportional gain.  $K_I$  is the integral gain.  $K_D$  is the derivative gain.  $\lambda$  and  $\mu$  are fractional operators.

The fractional operators are optimized by minimizing the function of integral square error (ISE) tuning method.

$$J_{ISE} = \int_0^t e^2(t) dt \quad (13)$$

where  $e(t) = r(t) - y(t)$ ,  $r(t)$  is the reference input, and  $y(t)$  is the system response.

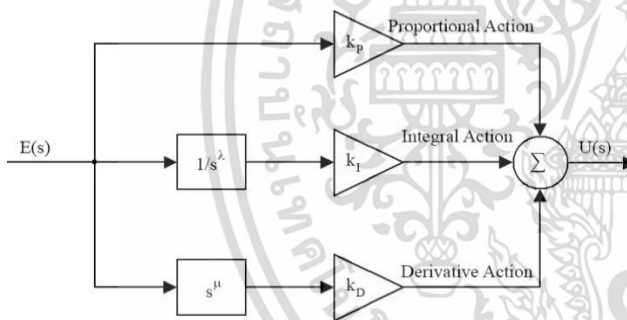


Figure. 8 Block-diagram of the fractional-order  $PI^\lambda D^\mu$  controller

#### 4.2 Model reference adaptive control

The model reference adaptive control (MRAC) is an adaptive servo system using the adjustment mechanism to automatically adjust the controller parameters so that the control signals can manipulate the behavior of process response ( $y_p$ ) to closely follow the response of the reference model ( $y_m$ ). From the adjustment mechanism of MRAC, the reference model is determined by the required performance of the control system such as a settling time and a percent of overshoot while the initial parameters of  $PI^\lambda D^\mu$  controller are changed on the basis of the error signal ( $\varepsilon$ ), which is the difference between the output of the process ( $y_p$ ) and the output of the reference model ( $y_m$ ). The adjustment mechanism of MRAC system which is developed by

MIT adaptive control rule performs the algorithms as following details [22].

The error input signal

$$\varepsilon = y_p - y_m \quad (14)$$

The function of square error

$$J(\theta) = \frac{1}{2} \varepsilon^2(\theta) \quad (15)$$

The changing rate of  $\theta$

$$\frac{d\theta}{dt} = -\gamma \frac{\partial J}{\partial \theta} = -\gamma \varepsilon \frac{\partial \varepsilon}{\partial \theta} \quad (16)$$

where  $\theta$  is the vector of controller parameter.  $\frac{\partial \varepsilon}{\partial \theta}$  is sensitivity derivatives of the error with respect to  $\theta$ .  $\gamma$  is an adaptation gain.  $\varepsilon$  is the error input signal.  $y_p$  is the process response.  $y_m$  is the response of the reference model.

The aim of the MIT adaptive control rule is minimizing the function of square error  $J(\theta)$  which reflects the capability of controller to track the reference model output signal.

The transfer function of the reference model

$$\frac{Y_m(s)}{U_c(s)} = \frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_m s^n + a_{m-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (17)$$

where  $Y_m$  is response of the reference model.  $U_c$  is the control signal.  $b_m \sim b_0$  are numerator coefficients of transfer function.  $a_m \sim a_0$  are denominator coefficients of transfer function.

The transfer function of the process

$$\frac{N_p(s)}{D_p(s)} = \frac{b_p s^v + b_{p-1} s^{v-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_p s^u + a_{p-1} s^{u-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (18)$$

where  $N_p(s)$  is numerator polynomial of the process transfer function.  $D_p(s)$  is denominator polynomial of the process transfer function.  $b_p \sim b_0$  are numerator coefficients of the process transfer function.  $a_p \sim a_0$  are denominator coefficients of the process transfer function.

The transfer function of fractional  $PI^\lambda D^\mu$  controller

$$G_c(s) = K_p + \frac{K_I}{s^\lambda} + K_D s^\mu \quad (19)$$

Apply MIT gradient rules for determining the value of  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller parameters  $K_p, K_i, K_d$ . The gains of  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller are computed as

$$K_p = -\gamma_p s \frac{\varepsilon N_p(s)}{s B(s)} y_p \quad (20)$$

$$K_i = -\gamma_i \frac{\varepsilon N_p(s)}{s B(s)} [U_c - y_p] \quad (21)$$

$$K_d = -\gamma_d s^2 \frac{\varepsilon N_p(s)}{s B(s)} y_p \quad (22)$$

where  $\gamma_p$  is an adaptation gain of the proportional gain ( $K_p$ ).  $\gamma_i$  is an adaptation gain of the integral gain ( $K_i$ ).  $\gamma_d$  is an adaptation gain of the derivative gain ( $K_d$ ).  $s$  denotes the differential operator.  $1/s$  denotes the integral operator.  $\varepsilon$  is the error input signal.  $N_p(s)$  is numerator polynomial of the process transfer function.  $B(s)$  is the denominator polynomial of the reference model.  $y_p$  is the process response.  $U_c$  is the control signal.

## 5. Simulation results

This section explains the simulation results obtained from the multi-configuration tank process controlled by the adaptive fractional order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  control strategy described in section 4. The tests have been performed for validating the effectiveness of the proposed control methodology in the performance, stability and robustness in case of minimum phase and non-minimum phase process configuration. The target is to control the level in specified tanks with two pumps. The process inputs are pumps input voltages ( $u_1, u_2$ ) and the outputs are water level in the tanks ( $h_i$ ). The results are compared with the conventional model reference adaptive control (MRAC). Besides, the using of multi-configuration tank process toolbox is explained and presents through simulations.

### 5.1 Process Modeling

Referring to the multi-configuration tank process parameters in Table 1, minimum phase configuration, the mathematical model of multi-tank process ( $g_{11}, g_{12}, g_{21}, g_{22}$ ) developed from Eqs. (6) – (9) are demonstrated as.

$$\mathbf{G}_{process}(s) = \begin{bmatrix} \mathbf{g}_{11}(s) & \mathbf{g}_{12}(s) \\ \mathbf{g}_{21}(s) & \mathbf{g}_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (23)$$

$$g_{11}(s) = \frac{2.29e5s^4 + 6.18e4s^3 + 6.04e3s^2 + 2.48e2s + 3.46}{6.66e6s^5 + 2.33e6s^4 + 3.02e5s^3} \quad (24)$$

$$g_{12}(s) = \frac{1.45e4s^3 + 3.22e3s^2 + 2.23e2s + 4.66}{8.31e6s^5 + 3.22e6s^4 + 4.67e5s^3} \quad (25)$$

$$g_{21}(s) = \frac{3.38e2s^2 + 47.8s + 1.3}{1.76e5s^4 + 5.45e4s^3 + 5.71e3s^2 + 2.31e2s + 3.1} \quad (26)$$

$$g_{22}(s) = \frac{1.53e6s^5 + 5.81e5s^4 + 8.67e4s^3 + 6.33e3s^2 + 2.25e2s + 3.07}{4.4e7s^6 + 2.06e7s^5 + 3.84e6s^4} \quad (27)$$

$$+ 3.65e5s^3 + 1.84e4s^2 + 4.66e2s + 4.58$$

### 5.2 Decoupling compensators design

The multi-tank system has controllability limitation from interference between inputs and outputs and interaction on the level between upper tanks and lower tanks. Thus the decoupling compensators have been applied for minimizing cross coupling between two loops of the full interaction system [23, 24].

$$D_1(s) = \frac{g_{21}(s)}{g_{22}(s)}, \quad D_2(s) = \frac{g_{12}(s)}{g_{11}(s)} \quad (28)$$

Referring to the mathematical model of multi-tank process ( $g_{11}, g_{12}, g_{21}, g_{22}$ ) in Eqs. (24) – (27), the decoupling compensators are determined as

$$\mathbf{G}_{decoupling}(s) = \begin{bmatrix} \mathbf{I} & -\mathbf{D}_{12}(s) \\ -\mathbf{D}_{21}(s) & \mathbf{I} \end{bmatrix} \quad (29)$$

$$D_{12}(s) = \frac{2.77e8s^6 + 1.12e8s^5 + 1.78e7s^4 + 1.38e6s^3 + 5.53e4s^2 + 1.06e3s + 7.52}{5.47e9s^7 + 2.68e9s^6 + 5.4e8s^5 + 5.73e7s^4 + 3.47e6s^3 + 1.19e5s^2 + 2.14e3s + 15.7} \quad (30)$$

$$D_{21}(s) = \frac{3.18e7s^6 + 1.43e7s^5 + 2.54e6s^4 + 2.23e5s^3 + 1.02e4s^2 + 2.31e2s + 2.04}{5.78e8s^7 + 3.07e8s^6 + 6.71e7s^5 + 7.82e6s^4 + 5.22e5s^3 + 1.99e4s^2 + 3.98e2s + 3.25} \quad (31)$$

The compensated process models ( $g_{11c}, g_{22c}$ ) of multi-tank process becomes

$$G_{comp\_process}(s) = \begin{bmatrix} g_{11c}(s) & 0 \\ 0 & g_{22c}(s) \end{bmatrix} \quad (32)$$

$$g_{11c}(s) = \frac{1.33e15s^{12} + 1.71e15s^{11} + 4.58e14s^{10} + 1.06e14s^9 + 1.59e13s^8 + 1.65e12s^7 + 1.2e11s^6 + 6.27e9s^5 + 2.31e8s^4 + 5.91e6s^3 + 1.0e5s^2 + 1.01e3s + 4.66}{3.86e16s^{13} + 3.71e16s^{12} + 1.6e16s^{11} + 4.14e15s^{10} + 7.08e14s^9 + 8.48e13s^8 + 7.29e12s^7 + 4.56e11s^6 + 2.07e10s^5 + 6.71e8s^4 + 1.51e7s^3 + 2.23e5s^2 + 1.93e3s + 7.39} \quad (33)$$

$$g_{22c}(s) = \frac{7.79e14s^{12} + 6.86e14s^{11} + 2.69e14s^{10} + 6.19e13s^9 + 9.33e12s^8 + 9.67e11s^7 + 7.07e10s^6 + 3.68e9s^5 + 1.36e8s^4 + 3.47e6s^3 + 5.87e4s^2 + 5.93e2s + 2.73}{2.24e16s^{13} + 2.17e16s^{12} + 9.46e15s^{11} + 2.46e15s^{10} + 4.25e14s^9 + 5.14e13s^8 + 4.48e12s^7 + 2.84e11s^6 + 1.31e10s^5 + 4.36e8s^4 + 1.01e7s^3 + 1.56e5s^2 + 1.42e3s + 5.83} \quad (34)$$

### 5.3 Model reference adaptive control (MRAC) fractional-order $PI^{\lambda}D^{\mu}$ controller design

Owing to the response specifications of the control system performance, which comply by the percent overshoot (P.O.) is less than 7%, the settling time ( $t_s$ ) is under 3,000 sec, the reference models are designed by poles placement technique [25] as follows

$$\text{Model ref1} = \frac{Y_{m1}(s)}{U_1(s)} = \frac{0.0011}{s^3 + s^2 + 0.101s + 0.0011} \quad (35)$$

$$\text{Model ref2} = \frac{Y_{m2}(s)}{U_2(s)} = \frac{0.0013}{s^3 + s^2 + 0.106s + 0.0013} \quad (36)$$

Referring to the MIT adaptive control rule described in section 4.2, the adaptation gains ( $\gamma$ ) are specified as Eqs. (37) and (38) to minimize the function of square error  $J(\theta)$ , so that the controllers' gains are obtained as well as enable the capability of input signal tracking effectively.

MRAC adaptation gains1:

$$\gamma_{p1} = -0.10, \gamma_{i1} = -0.0001, \gamma_{d1} = -0.000012 \quad (37)$$

MRAC adaptation gains2:

$$\gamma_{p2} = -0.10, \gamma_{i2} = -0.0001, \gamma_{d2} = -0.000015 \quad (38)$$

The design of the fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller is able to perform by the optimization integral square error (ISE) function proposed in [26]. Specifications are as follows. Gain margin is set to 10 dB, and phase margin to 65 degrees.

In Fig.9, It can be seen, that the proper values of fractional parameter ( $\lambda, \mu$ ) are in the range of  $\lambda = [0.90; 1.20]$  and  $\mu = [0.30; 0.80]$  respectively. In this simulation, we selected the most suitable fractional parameters which the values of ISE at 3,234 cm<sup>2</sup> (tank1), 2,320 cm<sup>2</sup> (tank2) as the following controller transfer functions.

$$G_{FOPID-1}(s) = K_{p1} + K_{i1} \frac{1}{s^{1.18}} + K_{d1} s^{0.65} \quad (39)$$

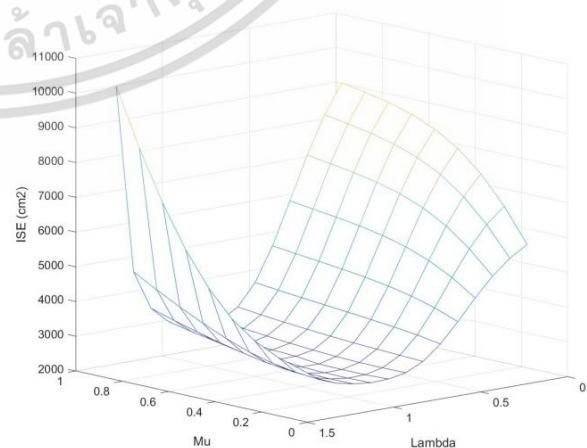


Figure. 9 Fractional order ( $\lambda, \mu$ ) for ISE minimization

$$G_{FOPID\_2}(s) = K_{p2} + K_{i2} \frac{1}{s^{1.19}} + K_{d2} s^{0.67} \quad (40)$$

### 5.4 The performance validation for minimum phase

The structure of the proposed control system, model reference adaptive control (MRAC) fractional-order  $PI^\lambda D^\mu$ , is illustrated in Fig. 10. The system consists of multi-configuration tank process toolbox, MRAC mechanism, fractional-order  $PI^\lambda D^\mu$  controller and the decoupling compensators. The target is to control the level in tank1 and tank2 to track the step input signal using pumps input voltage signals ( $u_1, u_2$ ).

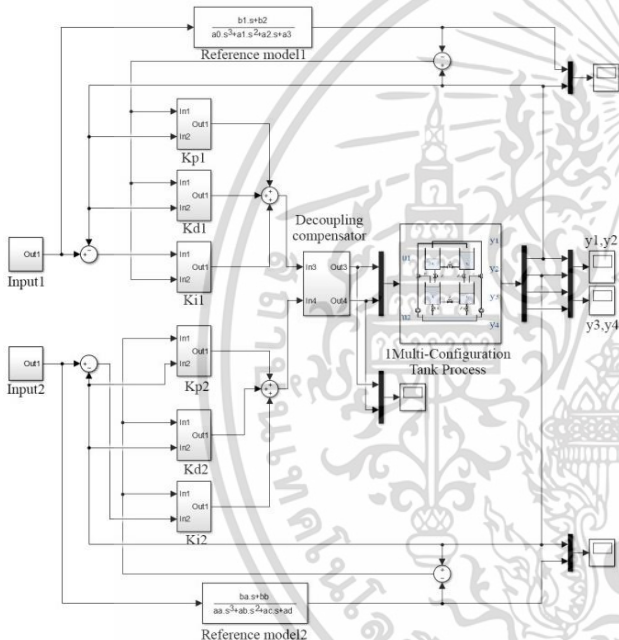


Figure. 10 Simulation of adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  control for multi-configuration tank process toolbox

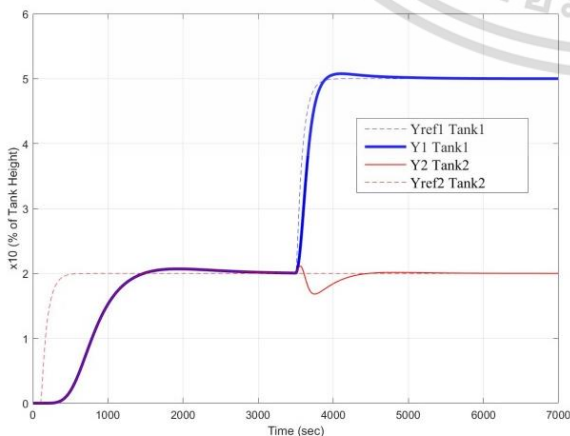


Figure. 11 Step response of multi-configuration tank process simulation: minimum phase

The simulated responses of levels of tank1 and tank2 are shown in Fig. 11. The results show that the reference signals are tracked effectively. The transitions take place approximately at the 100<sup>th</sup>, and 3500<sup>th</sup> second. The dash lines represent the outputs of the reference models ( $y_{m1}, y_{m2}$ ) which are characterized by the transfer functions in Eq. (35), Eq. (36).

As mentioned in section 4, the proposed adaptive fractional order  $PI^\lambda D^\mu$  controller used level outputs ( $y_1, y_2$ ) and the difference between the reference model outputs ( $y_{m1}, y_{m2}$ ) and level outputs ( $y_1, y_2$ ) as the inputs for calculating the controller gain ( $K_p, K_I, K_D$ ) adaptively while the fractional-order of the operations ( $\lambda, \mu$ ) are able to support the control system for increasing the control performance.

The effectiveness of the proposed theoretical method applied to the minimum phase of multi-configuration tank process toolbox, it can be seen that at the first step tracking, the output responses have 3.45 of percent overshoot, settling time at 2,797 seconds for both of  $y_1$  (Blue line) and  $y_2$  (Red line), likewise the values of steady state error are zero. As well as in the second step tracking the output responses have 1.52 of percent overshoot, settling time at 889 second for  $y_1$  (Blue line) and the values of steady state error are zero.

The test of control system without the decoupling compensator is presented in Fig. 12. The results reveal that the designed decoupling compensator has effectiveness of inter-acting rejection. While the water of tank1 raises to the higher set point, many volumes of water are fed to the tank2 causing the huge increments of the water level in the tank2. Therefore, It is proved that the decoupling compensator has been used to perform the inter-acting rejection efficiently.

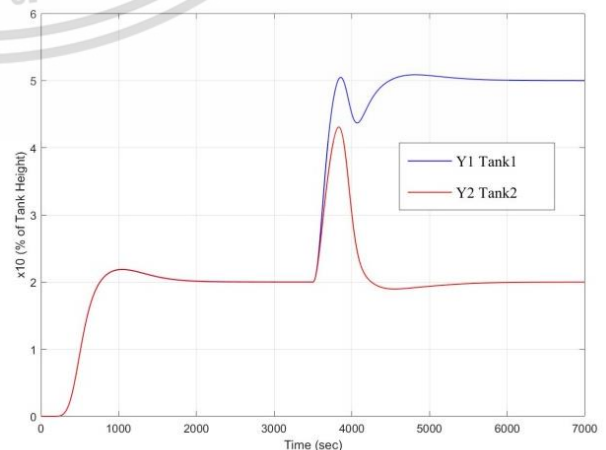


Figure. 12 Step response in case of non-decoupling

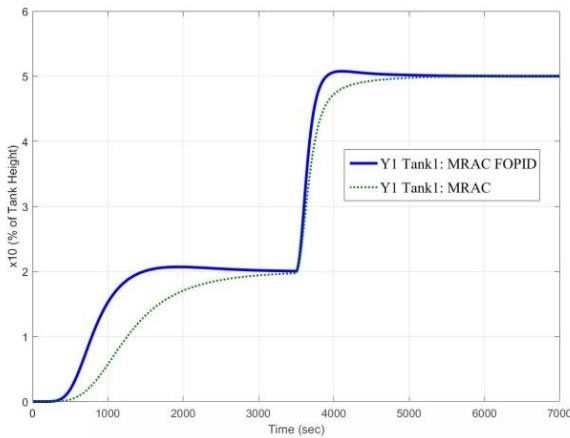


Figure. 13 Step response compared between adaptive fractional order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  (MRAC FOPID) control and model reference adaptive control (MRAC)

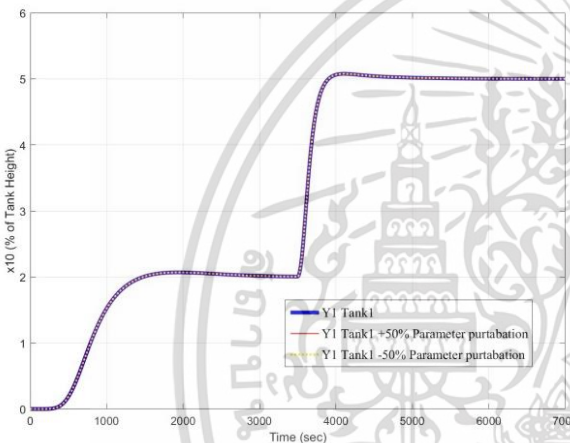


Figure. 14 Step response in case of robustness validation

The advantage of proposed technique over the conventional model reference adaptive control (MRAC) [17] clearly demonstrated in Fig.13. The responses due to a reference signal 20% of the tank height at 100<sup>th</sup> second and 50% of the tank height at 3,500<sup>th</sup> second indicate an overshoot of less than 7% and a settling time around 3,000 seconds (2% tolerance). The results clearly showed that the conventional model reference adaptive control has a limitation to adjust the response, while the adaptive fractional order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  control can decrease the settling time over 453 seconds using the appropriate adjusting of the fractional-order of the operations ( $\lambda, \mu$ ).

The robustness of the proposed adaptive fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller is demonstrated in Fig. 14. The test was done by adjusting the process parameter, the gain of pumps ( $k_{p1}, k_{p2}$ ) to  $\pm 50\%$  for validating the robustness of controller in the system that have the process parameter perturbations. This finding validates the usefulness of the proposed technique over a non-adaptive fractional-order

$PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller in [27] that adaptive mechanism of the adaptive fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller is capable of adjusting the controller gain ( $K_p, K_I, K_D$ ) to ensure the system to meet the same desired specifications at almost every step set-point, even though the process parameters was changed over 45% compared to the robustness evaluation of the previous work [27] which has the variation of the response in settling time and overshoot.

### 5.5 The performance analysis for non-minimum phase

Due to the process parameters in case of non-minimum phase, the zeroes of the multi-tank process are located in the right half plane, which means that upper tanks get more water, while the target is to control lower tanks, making the control problem become more challenges [28, 29]. Referring to the proposed control strategies explain in the section 4, the adaptation gains ( $\gamma$ ) are specified as

MRAC adaptation gains1:

$$\gamma_{p1} = -0.00001, \gamma_{i1} = -0.001, \gamma_{d1} = -0.0018 \quad (41)$$

MRAC adaptation gains2:

$$\gamma_{p2} = -0.00001, \gamma_{i2} = -0.001, \gamma_{d2} = -0.0012 \quad (42)$$

The fractional-order operations, which provide the values of ISE at 2,268 cm<sup>2</sup> (tank1), 1171 cm<sup>2</sup> (tank2) are demonstrated in the controller transfer functions as following.

$$G_{FOPID\_1}(s) = K_{p1} + K_{i1} \frac{1}{s^{1.02}} + K_{d1} s^{0.75} \quad (43)$$

$$G_{FOPID\_2}(s) = K_{p2} + K_{i2} \frac{1}{s^{1.04}} + K_{d2} s^{0.75} \quad (44)$$

The decoupling compensators in Eq. (30), Eq. (31) with the structure of invert-decoupling [30] were used for rejecting the inter-action disturbances.

The simulated responses of levels of tank1 and tank2 are shown in Fig. 15. The transitions take place approximately at the 100<sup>th</sup>, and 3500<sup>th</sup> second. The dash lines represent the outputs of the reference models ( $y_{m1}, y_{m2}$ ). The effectiveness of the proposed model reference adaptive control (MRAC) Fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  applied to the non-minimum phase of multi-configuration tank process toolbox, it can be seen that at the first step tracking, the output responses have 5.75, 6.9 of percent overshoot, settling time at 866, 1064 seconds for  $y_1$  (Blue line) and  $y_2$  (Red line) respectively, likewise the values of

steady state error are zero. As well as in the second step tracking the output responses have 5.0 of percent overshoot, settling time at 869 seconds for  $y_1$  (Blue line) and the values of steady state error are zero. The test of control system without the invert-decoupling compensator is presented in Fig. 16. The results reveal that the proposed invert-decoupling structure has effectiveness of inter-acting rejection.

The advantage of proposed technique over the conventional model reference adaptive control (MRAC) [17] clearly demonstrated in Fig.17. The results clearly showed that adaptive fractional order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  control can decrease the value of overshoot over 21.36 percent using the appropriate adjusting of the fractional-order of the operations ( $\lambda, \mu$ ) compared to the conventional model reference adaptive control which has a massive percent of overshoot.

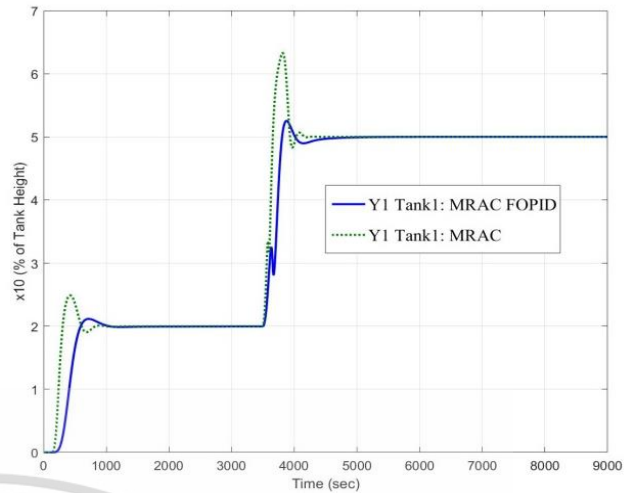


Figure. 17 Step response compared between adaptive fractional order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  (MRAC FOPID) control and model reference adaptive control (MRAC)

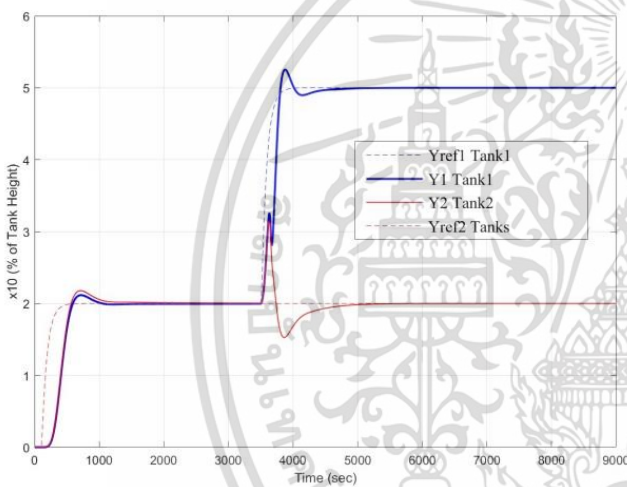


Figure. 15 Step response of multi-configuration tank process simulation: non-minimum phase

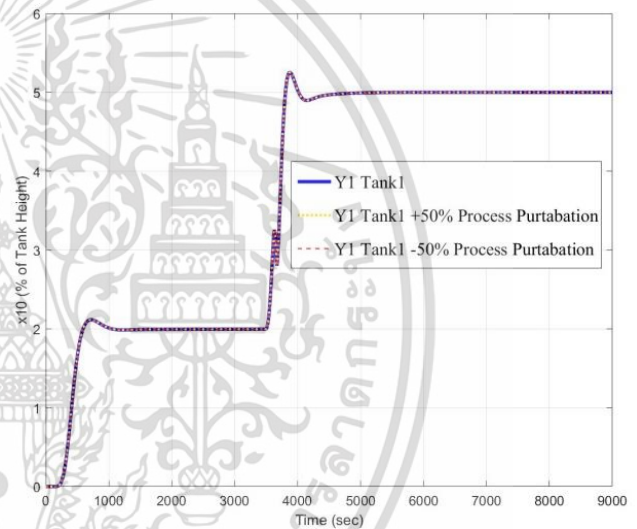


Figure. 18 Step response in case of robustness validation

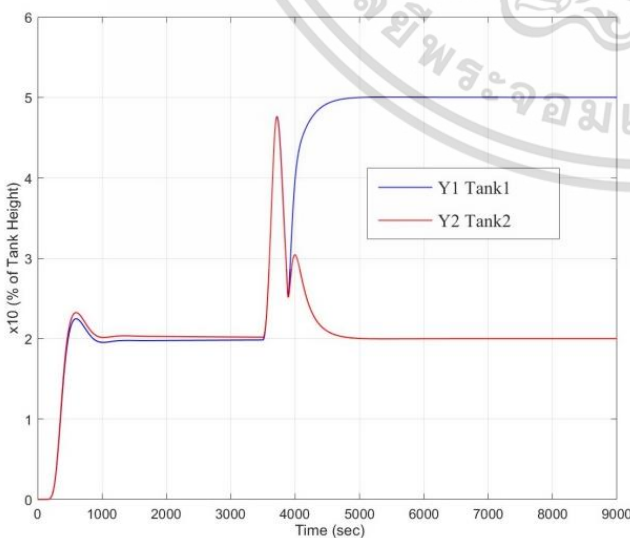


Figure. 16 Step response in case of non-decoupling

The robustness of the proposed adaptive fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller is demonstrated in Fig. 18. The test was done by adjusting the process parameter, the gain of pumps ( $k_{p1}, k_{p2}$ ) to  $\pm 50\%$  for validating the robustness of controller in non-minimum phase of multi-configuration tank process that have the process parameter perturbations. This finding validates the usefulness of the proposed technique over a non-adaptive fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller in [27] that adaptive mechanism of the adaptive fractional-order  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  controller is capable of adjusting the controller gain ( $K_p, K_I, K_D$ ) to ensure the system to meet the same desired specifications at almost every step set-point, even though the process parameters was changed over 45% compared to the robustness evaluation of the previous work [27] which has the variation of the response in settling time and overshoot.

Table 1. Process parameters

Process parameters	Values
$A$ : Cross section area of tank	70 ( $cm^2$ )
$a_i$ : Cross section area of outlet hole	0.5028 ( $cm^2$ )
$a_x$ : Cross section area of the connection hole between tank1, tank2	0.5028 ( $cm^2$ )
$h_i(t)$ : Water level	20 ( $cm$ )
$u_j$ : Voltage input of pump	7 ( $volt$ )
$\beta_i$ : Outlet valve ratio	0.549, 0.587, 0.182, 0.263
$\beta_{xu}$ : Connected upper valve ratio	0.284
$\beta_{xl}$ : Connected lower valve ratio	0.184
$\gamma_j$ : Inlet valve ratio (min phase)	0.744, 0.757
$\gamma_j$ : Inlet valve ratio (non-min phase)	0.214, 0.217
$k_{pi}$ : Gain of pump	3.237, 3.2 ( $cm^3 / volt / sec$ )
$g$ : Specific gravity	981 ( $cm / s^2$ )

## 6. Conclusion

The adaptive fractional order  $PI^D$  control for multi-configuration tank process (MCTP) toolbox has been presented in this study with the purpose of demonstrating the problem of reference tracking and cross coupling rejection in multi-input-multi-output system. Furthermore the proposed multi-configuration tank process (MCTP) software toolbox is developed from the discrete state P-file S-function which is operated within the MATLAB environment for providing many non-linear functions of dynamic models of multi-configuration tank process such as multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank full-interacting process, multi-input multi-output (MIMO) quadruple tank process, multi-input single-output (MISO) triple tank interacting process, multi-input multi-output (MIMO) coupled tank interacting processes. The paper describes the mathematical model of multi-configuration tank process, nonlinear dynamic characteristic, minimum phase and non-minimum phase configuration, software toolbox features and also explains about the design of the adaptive fractional order  $PI^D$  controller including the performance validation. Significantly, the results have been illustrated that the proposed controller design scheme can provide the sufficient effectiveness in the performance, stability and robustness. In addition, these tests reinforce the usefulness of MCTP toolbox as a complete simulation tool for users to perform an engineering research of multi-configuration tank control system analysis and design, moreover, it contains very

useful for validating the control algorithm of multi-input-multi-output system. To further our research intends to implement the nonlinear modeling and dynamic optimization in the actual multi-configuration tank process for extending the research capacity of the multi-variables control system analysis and design.










## References

- [1] K. H. Johansson, A. Horch, O. Wijk, and A. Hansson, "Teaching Multivariable Control Using The Quadruple - Tank Process", In: *Proc. of IEEE Conference on Decision and Control*, pp. 807-812, 1999.
- [2] K. J. Astrom, K. H. Johansson, and Q. G. Wang, "Design of Decoupled PI Controllers for Two-By-Two Systems", *IEE Proceedings - Control Theory and Applications*, Vol. 149, pp. 74-81, 2002.
- [3] S. M. M. Alavi, A. Khaki-Sedigh, B. Labibi, and M. J. Hayes, "Improved Multivariable Quantitative Feedback Design For Tracking Error Specifications", *IET Control Theory & Applications*, Vol. 1, pp. 1046-1053, 2007.
- [4] M. Pasamontes, J. D. Alvarez, J. L. Guzman, and M. Berenguel, "Learning Switching Control: A Tank Level-Control Exercise", *IEEE Transactions on Education*, Vol. 55, pp. 226-232, 2012.
- [5] S. Laguech, S. Aloui, A. Chaari, A. E. Hajjaji, and Y. Koubaa, "Improved Sliding Mode Control of a Class of Nonlinear Systems: Application to Quadruple Tanks System", In: *Proc. of European Control Conference*, pp. 3203-3208, 2013.
- [6] V. Kirubakaran, T.K. Radhakrishnan, and N. Sivakumaran, "Distributed Multiparametric Model Predictive Control Design for a Quadruple Tank Process", *Measurement*, Vol. 47, pp. 841-854, 2014.
- [7] U. S. Banu and S. K. Lakshmanprabu, "Adaptive Multi-Loop Fractional Order PID Controller Tuning Using Bat Colony Optimization for Quadruple-Tank Process", In: *Proc. of International Conference on Robotics, Automation, Control and Embedded Systems*, Vol.1-8, 2015.
- [8] X. Christie and P. S. Jose, "Design of Model Reference Adaptive Control for a Quadruple Tank System Using LabVIEW", In: *Proc. of International Conference on Innovations in Information, Embedded and Communication Systems*, Vol. 1-6, 2015.

- [9] A. Başçi and A. Derdiyok, "Implementation of an Adaptive Fuzzy Compensator for Coupled Tank Liquid Level Control System", *Measurement*, Vol. 91, pp. 12-18, 2016.
- [10] V. Kirubakaran, T.K. Radhakrishnan, and N. Sivakumaran, "Fuzzy Aggregation Based Multiple Models Explicit Multi Parametric MPC Design for a Quadruple Tank Process", *IFAC-Papers OnLine*, Vol. 49, pp. 555-560, 2016.
- [11] A. Numsomran, J. Chaoraingern, T. Suesut, T. Trisuwannawat, and V. Tipsuwanporn, "PID Controller Design Using Characteristic Ratio Assignment Method for Coupled-tank Process", In: *Proc. of International Conference on Computational Intelligence for Modelling, Control and Automation and International Conference on Intelligent Agents, Web Technologies and Internet Commerce*, pp. 590-594, 2005.
- [12] A. Numsomran, T. Suksri, and M. Thumma, "Design of 2-DOF PI Controller with Decoupling for Coupled-tank Process", In: *Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems*, pp. 339-344, 2007.
- [13] A. Numsomran, T. Wongkhum, T. Suksri, P. Nilas, and J. Chaoraingern, "Design of Decoupled Controller for TITO System Using Characteristic Ratio Assignment", In: *Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems*, pp. 957-962, 2007.
- [14] A. Numsomran, V. Tipsuwanporn, T. Trisuwannawat, and K. Tirasesth, "Design of PID Controller for the Modified Quadruple-tank Process Using Inverted Decoupling Technique", In: *Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems*, pp. 1364-1368, 2011.
- [15] A. Numsomran, R. Jaisue, J. Chaoraingern, V. Tipsuwanporn, and P. Pholkeaw, "A Design of Fuzzy PID Controller Based on ARM7TDMI for Coupled-Tanks Process", In: *Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems*, pp. 610-613, 2012.
- [16] A. Numsomran, J. Chaoraingern, and T. Trisuwannawat, "The Modified Quadruple-Tank Process: A Flexible Mathematical Model with an Adjustable Simulink Block", *Applied Mechanics and Materials*, Vol. 541, pp. 813-821, 2014.
- [17] S. Kangwanrat, V. Tipsuwanporn, and A. Numsomran, "Design of PI Controller Using MRAC Techniques for Coupled-tanks Process", In: *Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems*, pp. 485-490, 2010.
- [18] B. M. Vinagre, I. Petras, I. Podlubny, and Y. Q. Chen, "Using Fractional Order Adjustment Rules and Fractional Order Reference Models in Model Reference Adaptive Control", *Nonlinear Dynamics*, Vol. 29, pp. 269-279, 2002.
- [19] S. Ladaci and A. Charef, "On Fractional Adaptive Control", *Nonlinear Dynamics*, Vol. 43, pp. 365-378, 2006.
- [20] Y. Chen, I. Petr'as, and D. Xue, "Fractional Order Control - A Tutorial", In: *Proc. of American Control Conference*, St. Louis, MO, USA, 2009.
- [21] A. Oustaloup, B. Mathieu, and P. Lanusse, "The CRONE Control of Resonant Plants: Application to a Flexible Transmission", *European Journal of Control*, Vol. 1 No.2, pp. 113-121, 1995.
- [22] K. J. Astrom, and B. Wittenmark, "Adaptive Control", *Addison-Wesley Publishing Company*, 1989.
- [23] P. Nordfeldt and T. Hägglund, "Decoupler and PID Controller Design of TITO Systems", *Journal of Process Control*, Vol. 16, No. 9, pp. 923-936, 2006.
- [24] B. T. Jevtović and M. R. Mataušek, "PID Controller Design of TITO System Based On Ideal Decoupler", *Journal of Process Control*, Vol. 20, No. 7, pp. 869-876, 2010.
- [25] K. Ogata, "Modern Control Engineering 5<sup>th</sup> Edition", *Pearson Education, Inc.*, 2010.
- [26] A. Tepljakov, E. Petlenkov, and J. Belikov, "FOMCON: a MATLAB Toolbox for Fractional-order System Identification and Control", *International Journal of Microelectronics and Computer Science*, Vol.2, pp. 51-62, 2011.
- [27] P. Kungwalrut, A. Numsomran, P. Chaiyasith, J. Chaoraingern, and V. Tipsuwanporn, "A  $PI^{\lambda}D^{\mu}$  Controller Design for Peltier-Thermoelectric Cooling System", In: *Proc. of International Conference on Control, Automation and Systems*, pp. 766-770, 2017.
- [28] L. Sun, D. Li, Z. Gao, Z. Yang, and S. Zhao, "Combined Feedforward and Model-assisted Active Disturbance Rejection Control for Non-Minimum Phase System", *ISA Transactions*, Vol. 64, pp. 24-33, 2016.
- [29] S. Nazrulla and H. K. Khalil, "Robust Stabilization of Non-Minimum Phase Nonlinear Systems Using Extended High-Gain Observers", *IEEE Transactions on Automatic Control*, Vol. 56, pp. 802-813, 2011.
- [30] J. Garrido, F. Vázquez, and F. Morilla, "An Extended Approach of Inverted Decoupling",

*Journal of Process Control*, Vol. 21, No. 1, pp.  
55-68, 2011.





# ICCAS 2011

2011 11th International Conference on Control, Automation and Systems

» PROCEEDINGS

**October 27-29, 2011**  
 KINTEX, Gyeonggi-do, Korea  
 IEEE Catalog Number: CFP1110D-CDR  
 ISBN: 978-89-93215-03-8 98560  
 ISSN: 2093-7121

In conjunction with KRC, Robot World 2011

- Welcome Messages
- Conference Organization
- Reviewers
- Conference Information
- Plenary Lectures
- Table of Contents
- Author Index
- Financial Contribution
- E-proceeding Search
- Exit

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## Design of PID Controller for the Modified Quadruple-Tank Process using Inverted Decoupling Technique

Arjin Numsomran<sup>1</sup>, Vittaya Tipsuwanporn<sup>1</sup>, Thanit Trisuwannawat<sup>1</sup> and Kitti Tirasesth<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Faculty of Engineering, Department of Instrumentation and Control Engineering,  
King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, Thailand  
(E-mail: ktvittay@kmitl.ac.th)

**Abstract:** This paper presents the approach to design PID controller for a modified quadruple-tank process using inverted decoupling technique. In case of non-minimum phase, TITO system, such as modified quadruple-tank process which can't be controlled by PID controller with standard decoupling technique because the system can't be stabilized by saturating manipulate signal. With the proposed method, The inverted decoupling controllers, decreasing the cross coupling between inputs and outputs, transform TITO plant transfer function model into SISO form so that SISO controller for each SISO model can be designed by Root Locus Technique easily and efficiently. PID controller with inverted decoupling can stabilize an unstable non-minimum-phase system and minimize several undesirable influences from an interaction in TITO process. The results from control system design can be illustrated by the experiments.

**Keywords:** PID Controller, Modified Quadruple Tank, Inverted decoupling, TITO Process.

### 1. INTRODUCTION

Generally TITO or MIMO systems can be found in the process industries which usually have the problems to control their systems because of the existence of interactions between input and output variables. Decoupling technique [7] is another method that has been proposed for improving cross coupling between process inputs and outputs problems [6], but we realized that the non-minimum phase system would be unstable when it was applied by the decoupling part.

This paper proposes control system design for non-minimum phase, TITO modified Quadruple Tanks process, that has several undesirable influences from an interaction between inputs and outputs. The designed inverted decoupling controllers [8] used for decrease the cross coupling between inputs and outputs, and transforming TITO plant transfer function model into SISO form so that SISO controller for each SISO model can be designed by Root Locus Technique easily and efficiently. The PID controller with inverted decoupling can stabilize an unstable non-minimum-phase system and minimize several undesirable influences from an interaction in TITO process.

The remainder of the paper is organized as follows. In Section 2, we introduce modified quadruple-tank process. Section 3 describes the controller design method. Section 4 explains experiment and results. Finally, conclusions are given in section 5.

### 2. MODIFIED QUADRUPLE-TANK PROCESS

#### 2.1 Structure of Modified Quadruple-Tanks Process

A modified quadruple tank process in Fig.1 was designed and constructed to have a flexible plant structure which can be adjusted to many styles for the experiment of TITO control system design [3], [4], [5].

This section the physical model of the modified quadruple-tank is presented. The modified quadruple

tank process which has a flexible structure design is constructed by four cylindrical tanks which are mounted vertically on an acrylic board and are arranged in a symmetric tank sequence as shown in Fig.1. The capacity of all 4 tanks is 1192.5 cm<sup>3</sup>. Their outlet holes are connected to outlet valve which function as flow resistance for water outlet flowing. A small hole is drilled at the bottom of bottom two tanks to channel the water from each tank to a differential pressure transmitter via an 8-mm tubing diameter for water level measurement. The 32,000-cm<sup>3</sup> water reservoir tank is used for store and recycles water for the experiment. Two API Instrument gear pumps are used for supplying water to each tank.

A connected valve ( $\beta_x$ ) in fig.1 is the part that we design for increasing laboratory plant flexibility. It combines the water flow path of tank1 with tank2. When the connected valve ratio  $\beta_x$  take the value over 0, it will create the interacting channel between water process in tank1 and tank2. By the interacting structure, we can assess the performance of control system design in the interacting condition.

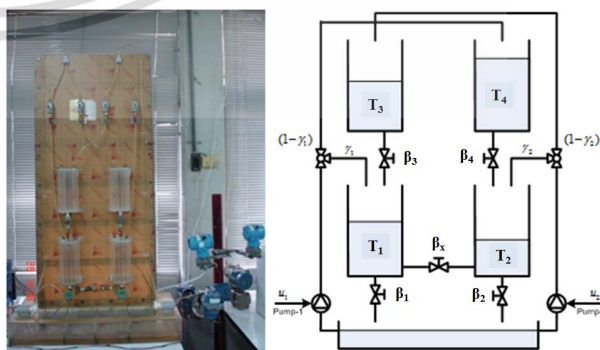


Fig. 1 Schematic diagram of the modified Quadruple-tank process

The target is to control the level in lower tanks with two pumps. The process inputs are  $u_1(t)$  and  $u_2(t)$  (input voltages to the pumps) and the outputs are  $h_1(t)$  and  $h_2(t)$  (water level in tank1 and tank2)

## 2.2 Modeling of Modified Quadruple-Tank Process

Mass balances and Bernoulli's law yield non-linear plant equations as following.

### Non Linear System

$$\begin{aligned} \frac{dh_1(t)}{dt} &= -\frac{\beta_1 a_1}{A} \sqrt{2gh_1(t)} + \frac{\beta_3 a_3}{A} \sqrt{2gh_3(t)} \\ &\quad - \frac{\beta_x a_x}{A} \operatorname{sgn}(h_1(t) - h_2(t)) \sqrt{2g|h_1(t) - h_2(t)|} + \frac{\gamma_1 k_{p1}}{A} u_1(t) \\ \frac{dh_2(t)}{dt} &= -\frac{\beta_2 a_2}{A} \sqrt{2gh_2(t)} + \frac{\beta_4 a_4}{A} \sqrt{2gh_4(t)} \\ &\quad + \frac{\beta_x a_x}{A} \operatorname{sgn}(h_1(t) - h_2(t)) \sqrt{2g|h_1(t) - h_2(t)|} + \frac{\gamma_2 k_{p2}}{A} u_2(t) \\ \frac{dh_3(t)}{dt} &= -\frac{\beta_3 a_3}{A} \sqrt{2gh_3(t)} + \frac{(1-\gamma_2)k_{p2}}{A} u_2(t) \\ \frac{dh_4(t)}{dt} &= -\frac{\beta_4 a_4}{A} \sqrt{2gh_4(t)} + \frac{(1-\gamma_1)k_{p1}}{A} u_1(t) \end{aligned} \quad (1)$$

Where

$A$ : Cross section area of tank ( $cm^2$ )

$a_i$ : Cross section area of the outlet hole ( $cm^2$ )

$a_x$ : Cross section area of the connection hole between tank1 and tank2 ( $cm^2$ )

$h_i(t)$ : Water level ( $cm$ )

$u_j$ : Voltage input of pump ( $volt$ )

$\beta_i$ : Outlet valve ratio

$\beta_x$ : Connected valve ratio

$\gamma_j$ : Inlet valve ratio

$k_{pi}$ : Gain of pump ( $cm^3/volt/sec$ )

$g$ : Specific gravity ( $981 cm/s^2$ )

The pumps generate a flow proportional to the applied voltage:  $q_{pump,j}(t) = k_{pi} \cdot u_j(t)$ . The flow that split up by the valves to tank1 is  $\gamma_1 k_{p1} u_1(t)$ , tank2 is  $\gamma_2 k_{p2} u_2(t)$ , tank3 is  $(1-\gamma_2) k_{p2} u_2(t)$  and tank4 is  $(1-\gamma_1) k_{p1} u_1(t)$ .

### A. Linearization

We represent the system by a state space form:  $\dot{x} = Ax + Bu, y = Cx + Du$ . From the equation (2), that the system as  $\dot{h} = f(h, u)$ , where  $f$  is non-linear function of water level  $h$  and the pump voltage  $u$  so we have to linearize the system around the steady state  $(\bar{h}, \bar{u})$  for the state space representation. From the aid of Taylor series expansion, Linearizing the non-linear system has represented by a state space system as following:

$$\dot{x} = Ax + Bu, y = Cx + Du$$

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \\ \dot{x}_3 \\ \dot{x}_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\frac{1}{T_1} & \frac{1}{T_x} & \frac{1}{T_x} & \frac{1}{T_3} & 0 \\ \frac{1}{T_x} & -\frac{1}{T_2} & -\frac{1}{T_x} & 0 & \frac{1}{T_4} \\ 0 & 0 & -\frac{1}{T_3} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{T_4} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{\gamma_1 k_{p1}}{A} & 0 \\ 0 & \frac{\gamma_2 k_{p2}}{A} \\ 0 & \frac{(1-\gamma_2)k_{p2}}{A} \\ \frac{(1-\gamma_1)k_{p1}}{A} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} \quad (2)$$

where the time constant  $T_i$  such that  $\frac{1}{T_i} = \frac{\beta_i a_i}{A} \sqrt{\frac{g}{2h_i}}$

and  $\frac{1}{T_x} = \frac{\beta_x a_x}{A} \sqrt{\frac{g}{2|h_1 - h_2|}}$ ,  $s$

### B. Transfer Matrix

The Laplace transform of (2) yields to the transfer matrix of the four tank system.

$$G(s) = C(sI - A)^{-1} B, \begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{bmatrix} = G(s) \cdot \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3)$$

$$G(s) = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) \end{bmatrix}$$

where

$$g_{11}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_1 T_1 k_{p1}}{A} + \frac{(1-\gamma_1) T_1 T_2 k_{p1} / T_x A}{(T_4 s + 1)(T_2 s + 1 + (T_2 / T_x))} \right)}{\left( T_1 s + 1 + (T_1 / T_x) \right) - \left( \frac{T_1 T_2 / T_x^2}{(T_2 s + 1 + (T_2 / T_x))} \right)}$$

$$g_{12}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_2 T_2 k_{p2}}{A} + \left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_x} \right) \cdot T_x \cdot \frac{(1-\gamma_2) \cdot k_{p2} / A}{(T_3 s + 1)} \right)}{\left( \frac{T_x}{T_1} \left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_x} \right) \right) \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_x} \right) - \frac{T_2}{T_x}}$$

$$g_{21}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_1 T_1 k_{p1}}{A} + \frac{T_x}{T_2} \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_x} \right) \right) \left( \frac{(1-\gamma_1) T_2 k_{p1} / A}{(T_4 s + 1)} \right)}{\left( \frac{T_x}{T_2} \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_x} \right) \right) \left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_x} \right) - \frac{T_1}{T_x}}$$

นี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$g_{22}(s) = \frac{\left( \frac{\gamma_2 T_2^k p_2 + (1-\gamma_2) \cdot T_1 T_2 \cdot k_{p2} / T_x A}{A} \right)}{\left( T_2 s + 1 + \frac{T_2}{T_x} \right) \left( T_1 s + 1 + \frac{T_1}{T_x} \right)}$$

### 3. CONTROLLER DESIGN METHOD

In this section, we explain about controller design for modified quadruple tank process in case of non-minimum phase mode. The method of controller design is divided by 2 parts. The first part is inverted decoupling controller design. The second part is 2-DOF PID controller design.

#### 3.1 Inverted Decoupling Design

In Fig. 2, shows the plant transfer matrix  $G_{ij}(s)$  that has the cross coupling between process inputs and outputs. Because of the interaction between processes, the control design needs the inverted decoupling controllers to minimize the cross coupling effects.

The inverted decoupling controllers consist of two decouplers ( $d_1$  and  $d_2$ ). The purpose of using decouplers ( $d_1$  and  $d_2$ ) is to decouple the multivariable system. This can be done by choosing the following transfer functions for decouplers.

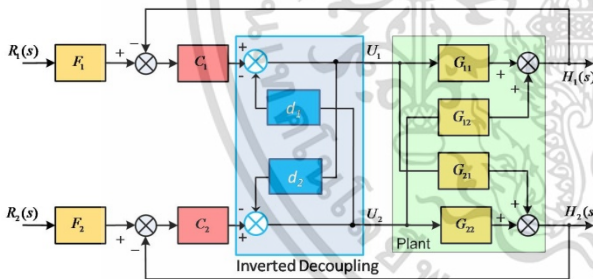


Fig. 2 (TITO) process with inverted decoupling controllers

$$d_1(s) = -\frac{G_{21}(s)}{G_{22}(s)}, \quad d_2(s) = -\frac{G_{12}(s)}{G_{11}(s)} \quad (4)$$

If expression (4) holds, cross-interactions between inputs  $u_1$  and  $u_2$  and outputs  $h_1$  and  $h_2$  do not exist. In this case the process outputs are:

$$h_1(s) = C_1(s) g_1(s) e_1(s) \quad (5)$$

$$h_2(s) = C_2(s) g_2(s) e_2(s)$$

where

$$g_1(s) = G_{11}(s) - d_1(s) G_{12}(s)$$

$$g_2(s) = G_{22}(s) - d_2(s) G_{21}(s)$$

After the inverted decoupling design, we get 2 SISO

transfer functions of plant,  $g_1$  and  $g_2$  which are used for PID controller design  $C_1$  and  $C_2$  respectively.

#### 3.2 Two Degree of Freedom PID Controller Design

The control system structure fig. 3 is PID controllers in 2-DOF form which consists of PID Controllers ( $C_1$ ,  $C_2$ ) and Pre-filters ( $F_1$ ,  $F_2$ ).

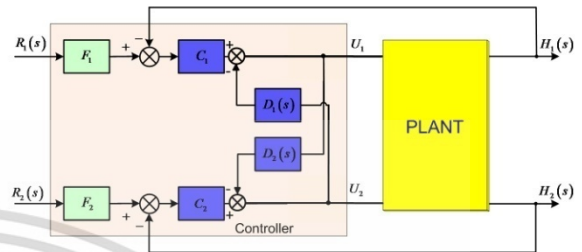


Fig. 3 The block diagram of control system

### 4. THE EXPERIMENT RESULTS

In this section, the experiment was done by following step.

Step 1. To find plant transfer matrix  $G_{ij}(s)$

Step 2. To design inverted decoupling controller model  $d_1(s)$ ,  $d_2(s)$  and calculate the SISO plant transfer function  $g_1(s)$ ,  $g_2(s)$

Step 3. To design 2-DOF PID Controller

Step 4. To test controller performance and study plant's behavior.

The details of each step are described as following.

#### Step 1 To find plant transfer matrix $G_{ij}(s)$

From Fig.1, we obtained plant parameter as a following table 1

Table 1 The parameters of process

Process Parameters	Non-Min-Phase
$A (cm^2)$	70
$a (cm^2)$	0.5028
$\beta_1$	0.53
$\beta_2$	0.657
$\beta_3$	0.381
$\beta_4$	0.462
$\beta_x$	0.250
$\gamma_1, \gamma_2$	0.344, 0.357

Table 2 The operating point of process

Process Parameters	Non-Min-Phase
$u_1$ (Volt)	7
$u_2$ (Volt)	7
$\bar{h}_1$ (x10 % Range)	3.5
$\bar{h}_2$ (x10 % Range)	2.4

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$\bar{h}_3$ (x10 % Range)	2.0
$\bar{h}_4$ (x10 % Range)	1.5
$k_1$ (cm <sup>3</sup> /V • s)	3.24
$k_2$ (cm <sup>3</sup> /V • s)	3.154

According to the parameters and the operating points of process in table1 and table2, this process can be placed into the equation (3). It will be obtained the plant transfer function as in equation (10)

$$G_{11} = \frac{0.01592s^2 + 2.633 \times 10^{-3}s + 1.689 \times 10^{-4}}{s^3 + 0.2484s^2 + 18.61 \times 10^{-3}s + 43.85 \times 10^{-4}}$$

$$G_{12} = \frac{1.852 \times 10^{-3}s + 1.57 \times 10^{-4}}{s^3 + 0.2312s^2 + 15.38 \times 10^{-3}s + 3.132 \times 10^{-4}}$$

$$G_{21} = \frac{2.426 \times 10^{-3}s + 18.74 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.2484s^2 + 18.61 \times 10^{-3}s + 43.85 \times 10^{-5}}$$

$$G_{22} = \frac{16.19 \times 10^{-3}s^2 + 2.024 \times 10^{-3}s + 10.43 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.2312s^2 + 15.38 \times 10^{-3}s + 3.132 \times 10^{-5}} \quad (10)$$

**Step 2. To design inverted decoupling model**  
 $d_1(s), d_2(s)$

From (4) and (10) we designed inverted decoupling controllers  $d_1(s)$  and  $d_2(s)$  for decoupling the interaction in modified quadruple-tanks process as equation (11).

$$d_1 = -\frac{0.1163s^2 + 16.84 \times 10^{-3}s + 5.917 \times 10^{-4}}{s^3 + 0.2083s^2 + 17.75 \times 10^{-3}s + 4.57 \times 10^{-4}}$$

$$d_2 = -\frac{0.1508s^2 + 18.12 \times 10^{-3}s + 4.994 \times 10^{-4}}{s^3 + 0.1859s^2 + 14.04 \times 10^{-3}s + 3.891 \times 10^{-4}} \quad (11)$$

From inverted decoupling models (11), it obtained new plant transfer functions as equation (12)

$$g_{n1}(s) = G_{11}(s) - d_1(s)G_{12}(s)$$

$$= \frac{0.01592s^2 + 1.638 \times 10^{-3}s - 9.97 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.1859s^2 + 14.04 \times 10^{-3}s + 3.891 \times 10^{-4}}$$

$$g_{n2}(s) = G_{22}(s) - d_2(s)G_{21}(s)$$

$$= \frac{0.01609s^2 + 1.655 \times 10^{-3}s - 1.007 \times 10^{-4}}{s^3 + 0.2083s^2 + 17.75 \times 10^{-3}s + 4.57 \times 10^{-4}} \quad (12)$$

**Step 3. To design 2-DOF PID Controller**

In this step, the 2-DOF PID controllers which are designed by root locus technique will be explained. The process models which achieved by decoupling structure as equation (12) are employed to design the controller under this condition.

$$P.O. \leq 5\%, t_s^{(\pm 2\%)} \leq 50 \text{ sec}, e_{ss}(t) = 0 \quad (13)$$

And then it is obtained PID Parameter as following

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\text{Control loop } g_1(s) : G_{c1} = \frac{80(s+0.405)^2}{s} \quad (14)$$

$$k_p = 64.8, k_i = 13.122, k_d = 80$$

$$\text{Pre-filter : } G_{ff1} = \frac{13.122}{80s^2 + 64.8s + 13.122} \quad (15)$$

$$\text{Control loop } g_2(s) : G_{c2} = \frac{60(s+0.345)^2}{s} \quad (16)$$

$$k_p = 41.4, k_i = 7.1415, k_d = 60$$

$$\text{Pre-filter : } G_{ff1} = \frac{7.1415}{60s^2 + 41.4s + 7.1415} \quad (17)$$

Root Locus of control systems,  $g_1(s)$  and  $g_2(s)$  shown in Fig.4, Fig. 5.

We tested the performance of 2 DOF PID controllers with inverted decoupling. The responses of control system and manipulated variables are obtained as Fig. 6, Fig. 7 respectively.

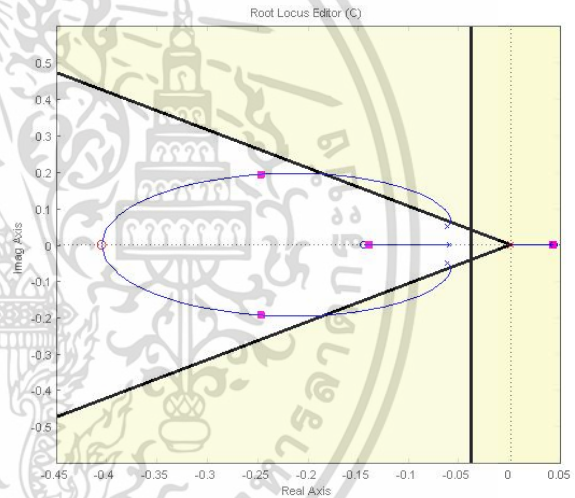


Fig.4 The Root Locus of Control System  $g_1(s)$

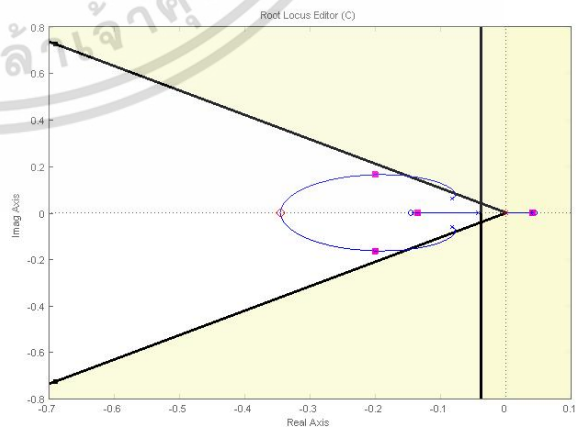


Fig.5 The Root Locus of Control System  $g_2(s)$

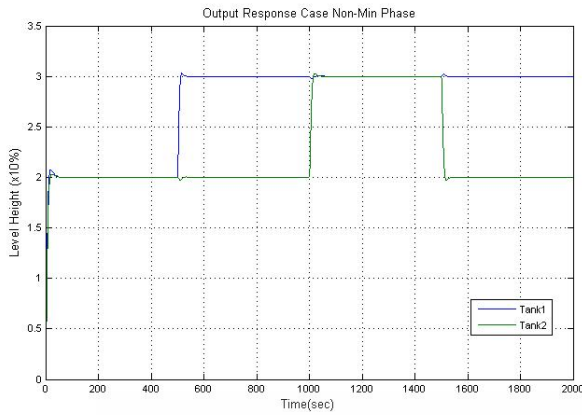


Fig. 6 Step Response of 2-DOF PID Controller with Inverted Decoupling

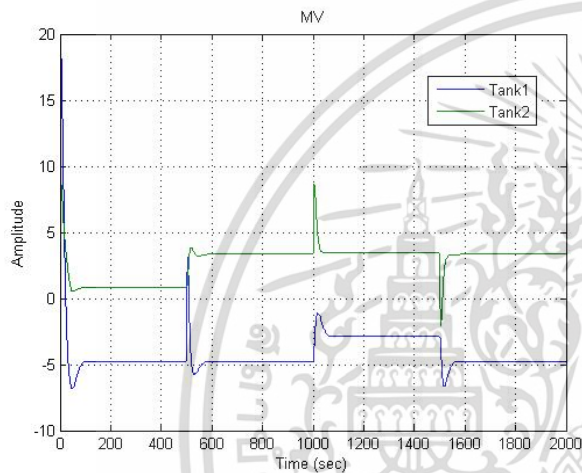


Fig. 7 MV of 2-DOF PID Controller with Inverted Decoupling

Table 4 Transient Response of Control System at  $t=500$  sec and  $t=1000$  sec

	$K_p$	$K_i$	$K_d$	$t_s$	$P.O.(%)$
Tank1	64.8	13.122	80	30	3.03
Tank2	41.4	7.1415	60	35	3.03

In this section, the responses of the controlled system,  $h_1(t)$  and  $h_2(t)$ , with entering of interaction at 500 seconds and 1000 seconds are shown in Fig. 6. It is clearly shown that the settling time  $t_s$  and percent overshoot %P.O. can also be achieved as the required performance specification.

## 5. CONCLUSION

The controlled system using the PID controller designed by inverted decoupling technique for a non-minimum phase TITO system has been proposed in this paper. It has been shown that the inverted

decoupling controllers can properly be applied with TITO system in non- minimum phrase condition. Used with PID controller, the inverted decoupling controllers can stabilize an unstable non-minimum-phase system. Furthermore, settling time  $t_s$  and percent overshoot %P.O. can also be achieved. Moreover, the simulation results also show that the proposed control system has the Tolerance to the influence from an interaction between input and output of TITO process.

## REFERENCES

- [1] Åström, K. J. and T. Hägglund, PID Controllers Theory Design and Tuning, *Instrument Society of America*, 1995, 2nd edition.
- [2] S. Menani and H.N. Koivo, Relay tuning of multivariable PI controllers, *IFAC 13th Triennial World Congress*, 1996, San Francisco, Vol. K, pp. 139-144
- [3] N. Arjin, T. Vittaya and T. Kitti, Modeling of the Modified Quadruple-Tank Process, *SICE Annual Conference*, 2008, Tokyo, pp.818-824
- [4] N. Arjin, S. Tianchai and T. Maitree, Design of 2-DOF PI Controller with Decoupling for Coupled-Tank Process, *International Conference on Control Automation and Systems*, 2007, pp. 339-344
- [5] S. Tianchai, S. U-thai, N. Arjin, K. Viriya and W. Thongchai, T-DOF PID Controller Design using Characteristic Ratio Assignment Method for Quadruple Tank Process, *Transactions on Engineering Computing and Technology*, 2006, issn 1305-5313
- [6] N. Arjin, T. Vittaya, T. Thanit and T. Kitti, Design PID Controller for the Modified Quadruple-Tank Process using Root Locus, *ICCAS2008*, Korea
- [7] Damir Vrančić, Tuning of Decoupling Controller by using MIMO Method
- [8] Harold L. Wade, Inverted decoupling: a neglected technique, *ISA Transactions.*, 1997, Vol. 36 .No.1, pp.3-10
- [9] S. Skogestad and I. Postlethwaite., *Multivariable Feedback Control Analysis and Design*, John Wiley & Sons, Chichester, 1996
- [10] J.M. Maciejowski, *Multivariable Feedback Design*, Addison-Wesley, 1989
- [11] M. Zhuang, and D.P. Atherton, PID controller design for a TITO system, *IEE Proc.-Control Theory and Application*, 1994, Vol.141, No.2, pp .111-120

ไม่ว่าการณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ICROS  
Ministry of Knowledge Economy  
ROBOT WORLD 2011  
IEEE  
ACA  
CAA  
CAA  
ISA  
CAC

# ICCAS 2011

2011 11th International Conference on Control, Automation and Systems

» PROCEEDINGS

**October 27-29, 2011**  
KINTEX, Gyeonggi-do, Korea  
IEEE Catalog Number: CFP1110D-CDR  
ISBN: 978-89-93215-03-8 98560  
ISSN: 2093-7121

In conjunction with KRC, Robot World 2011

- Welcome Messages
- Conference Organization
- Reviewers
- Conference Information
- Plenary Lectures
- Table of Contents
- Author Index
- Financial Contribution
- E-proceeding Search
- Exit

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## Design of PI Controller Using Decoupling and CRA Techniques for Quadruple-Tanks Process

Arjin Numsomran<sup>1</sup>, Tianchai Suk Sri<sup>2</sup>, Vittaya Tipsuwanporn<sup>1</sup>, Thanit Trisuwannawat<sup>1</sup> and Kittitirasth<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Faculty of Engineering, Department of Instrumentation and Control Engineering,  
 King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, Thailand

<sup>2</sup>Faculty of Engineering, Department of Instrumentation Engineering,  
 Pathumwan Institute of Technology, Bangkok, Thailand  
 (Tel : +668-1-925-0356; E-mail: knarjin@kmitl.ac.th).

**Abstract:** This paper presents the design of PI controller using Decoupling and CRA technique for quadruple-tanks process. In case of, TITO interacting system such as quadruple-tanks process, the controller designs have been performed ambitiously because interferences between inputs and outputs. With the proposed method, The Decoupling controllers have been used for decreasing the cross coupling between inputs and outputs and transforming TITO plant transfer function into SISO form so that SISO controller for each SISO model can be designed easily and efficiently. Furthermore, Using CRA technique has made the output response achieve the required performance specification. Also, in non-minimum-phase, PI controller with inverted Decoupling can stabilize the system and minimize several undesirable influences from an interaction in TITO process. The results from control system design can be illustrated by the experiments.

**Keywords:** PI controller, Decoupling, CRA, Quadruple-tanks process

### 1. INTRODUCTION

A quadruple tanks process is a good apparatus for control system design of TITO process which can be found in the many industries. Generally, The TITO processes have the problems to control their systems because of the existence of interactions between input and output variables. Decoupling technique [7] is another method that has been proposed for improving cross coupling between process inputs and outputs problems [6].

This paper proposes the design of PI controller using decoupling and CRA technique for quadruple-tanks process. The decoupling controllers have been used for decreasing the cross coupling between inputs and outputs, transform TITO plant transfer function model into SISO form so that SISO controller for each SISO model can be designed easily and efficiently. Furthermore, Using CRA technique made the output response achieve the required performance specification. The PI controller with inverted decoupling can stabilize both minimum-phase and non-minimum-phase system and minimize several undesirable influences from an interaction in TITO process.

The remainder of the paper is organized as follows. In Section 2, we introduce quadruple-tank process. Section 3 describes the CRA technique. Section 4 explains controller design method. Section 5 explains experiment and results. Finally, conclusions are given in section 6.

### 2. QUADRUPLE-TANKS PROCESS

Consider the Quadruple-tanks, two-input two-output process, in fig.1. The target is to control water level of lower two tanks  $h_1(t)$ ,  $h_2(t)$  by the inlet water flow

$Q_1(t)$ ,  $Q_2(t)$  from two pumps. The process inputs are voltage inputs of two pumps  $u_1(t)$ ,  $u_2(t)$ .

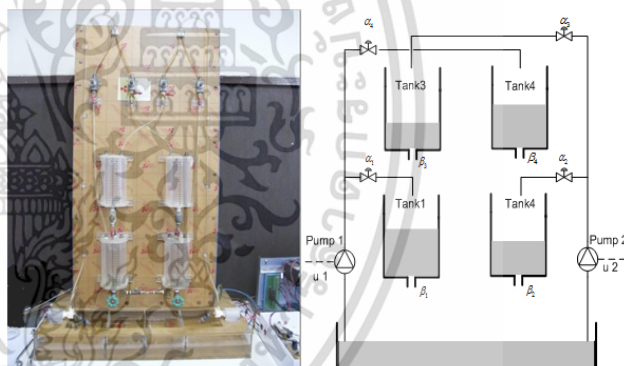


Fig.1 The Schematic of Quadruple-Tank Process.

The balance of water level in lower two tanks relates with inlet flow  $Q_1(t)$ ,  $Q_2(t)$ , inlet valve ratio  $\alpha_1, \alpha_2$ ,  $\alpha_3, \alpha_4$ , outlet valve ratio  $\beta_1, \beta_2, \beta_3, \beta_4$ .

The transfer matrix  $G_p(s)$  of plant equations can be obtained by mass balance equation and Bernoulli's law. Plant equations is shown in eq.(1).

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} \frac{\alpha_1 k_1 T_1 / A_1}{(T_1 s + 1)} & \frac{(1 - \alpha_2) k_2 T_1 / A_1}{(T_1 s + 1)(T_3 s + 1)} \\ \frac{(1 - \alpha_1) k_1 T_2 / A_2}{(T_2 s + 1)(T_4 s + 1)} & \frac{\alpha_2 k_2 T_2 / A_2}{(T_2 s + 1)} \end{bmatrix} \quad (1)$$

where the time constant  $T_i$  are

$$T_i = \frac{A_i}{\beta_i a_i} \sqrt{\frac{2h_i}{g}}, \quad i = 1 \sim 4$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$\bar{h}_i$  represents the steady-state water level of tank 1~4.

Where  $A_i$  is the cross section area of tank 1~4 ( $cm^2$ ),  $a_i$  is the cross section area of outlet hole of tank 1~4 ( $cm^2$ ),  $\beta_i$  is the valve ratio at the outlet of tank 1~4,  $h_i$  are water level of tank 1~4 ( $cm$ ),  $g$  is the gravity ( $cm^2/s$ ) and  $k_1, k_2$  are the gain of pump1 and pump2 ( $cm^3/V \cdot s$ ) respectively.

### 3. CHARACTERISTIC RATIO ASSIGNMENT

Characteristic Ratio Assignment (CRA) found by Naslin [1] has been used to design the parameters of the PI or PID controller so that the step response satisfies stability, fast response and robustness requirement.

The relation of characteristic equation can be illustrated as follow.

$$p(s) = a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0, \forall a_i > 0 \quad (2)$$

Where, the characteristic ratio is given by,

$$\alpha_1 = \frac{a_1^2}{a_0 a_2}, \alpha_2 = \frac{a_2^2}{a_1 a_3}, \dots, \alpha_{n-1} = \frac{a_{n-1}^2}{a_{n-2} a_n} \quad (3)$$

and equivalent time constant is given by

$$\tau = \frac{a_1}{a_0} \quad (4)$$

Design controller by CRA method, assigns value of time constant ( $\tau$ ) and characteristic ratio ( $\alpha_i$ ) up to system requirement, to define the value of  $\alpha_i$ , it is under the rule of Lipatov and Sokolov [2] in order to retain the system stability

#### 3.1 Adjustment speed response of control system

To adjust a speed response of control system, the CRA method can be tuned by changing a value of time constant as shown in the next equation. Assume, the transfer function is given as

$$G(s) = \frac{a_0}{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (5)$$

For speed adjustment, the equivalent time constant is given by

$$\tau = \frac{1}{k} \left( \frac{a_1}{a_0} \right) \quad (6)$$

if  $k > 1$ , equivalent time constant will be decreased. In contrast, if  $0 < k < 1$ , the equivalent time constant will be increase.

New transfer function is defined as

$$G_k(s) = \frac{k^n a_0}{a_n s^n + k a_{n-1} s^{n-1} + \dots + k^{n-1} a_1 s + k^n a_0} \quad (7)$$

#### 3.2 Adjustment damping ratio of control system

To adjust the damping ratio, if a system is high order then there are many parameters ( $\alpha_i$ ) to be adjusted. Thus the CRA method is designed for tuning only one parameter that follows as,

$$\alpha_i = k \left( \frac{\alpha_i^2}{\alpha_{i+1} \alpha_{i-1}} \right) \quad (8)$$

if  $k > 1$ , damping ration will be increased. If  $0 < k < 1$ , the damping ratio will be decreased.

New transfer function is defined as

$$G_k(s) = \frac{k^{\frac{1}{2}n^2 - \frac{1}{2}n} a_0}{a_n s^n + k^{n-1} a_{n-1} s^{n-1} + \dots + k^{\frac{1}{2}n^2 - \frac{1}{2}n - 1} a_1 s + k^{\frac{1}{2}n^2 - \frac{1}{2}n} a_0} \quad (9)$$

## 4. PI CONTROLLER USING DECOUPLING AND CRA TECHNIQUE FOR QUADRUPLE-TANKS PROCESS

This section describes the design procedures of Decoupling Controller and PI Controller via CRA.

### 4.1 Decoupling Controller Design

In Fig.2 shows the plant transfer matrix  $G_{ij}(s)$  that has the cross coupling between process inputs and outputs. Because of the interaction between processes, the control design needs the decoupling controllers to minimize the cross coupling effects.

The decoupling controllers consist of two decouples ( $d_1$  and  $d_2$ ). The purpose of using decouples ( $d_1$  and  $d_2$ ) is to decouple the multivariable system. This can be done by choosing the following transfer functions for decouplers:

$$H_{12}(s) = \frac{G_{12}(s)}{G_{11}(s)}, \quad H_{22}(s) = \frac{G_{21}(s)}{G_{22}(s)} \quad (10)$$

Where  $H_{11}$  and  $H_{12} = I$

If expression (1) holds, cross-interactions between inputs  $u_1$  and  $u_2$  an outputs  $h_1$  and  $h_2$  do not exist. In this case the process outputs are:

$$h_1(s) = C_1(s)g_1(s)e_1(s) \quad (11)$$

$$h_2(s) = C_2(s)g_2(s)e_2(s)$$

where

$$g_1(s) = G_{11}(s) - H_{22}(s)G_{12}(s) \quad (12)$$

$$g_2(s) = G_{22}(s) - H_{12}(s)G_{21}(s)$$

After the decoupling design, we get 2 SISO transfer functions of plant  $g_1$  and  $g_2$  which are used for PI controller design  $C_1$  and  $C_2$  respectively.

In case of non-minimum phase, the inverted decoupling controller's design procedures are still the same as equation (10)~(12), but control system structure has been changed to the PI Control system structure for Quadruple-Tanks Process (Invert Decoupling Controller) in Fig. 3.

### 4.2 PI Controller Design

Plant transfer function

$$G_p(s) = \frac{B_p(s)}{A_p(s)} = \frac{p_2 s^2 + p_1 s + p_0}{q_3 s^3 + q_2 s^2 + q_1 s + q_0} \quad (13)$$

PID transfer function  $\rightarrow$  ให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษ

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$G_c(s) = \frac{B_c(s)}{A_c(s)} = \frac{K_p s + K_i}{s} \quad (14)$$

$$G_{cf}(s) = \frac{B_a(s)}{A_a(s)} = \frac{m}{K_p s + K_i} \quad (15)$$

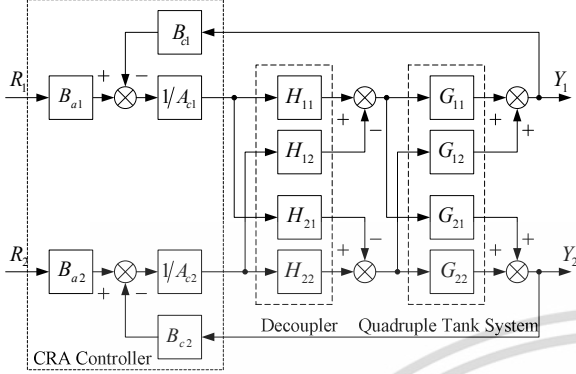


Fig. 2 PI Control system for Quadruple-Tanks Process (Decoupling Controller)

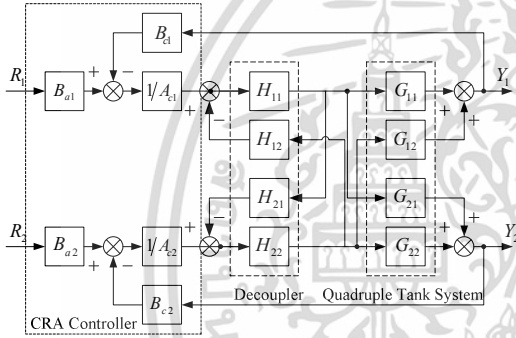


Fig. 3 PI Control system for Quadruple-Tanks Process (Inverted Decoupling Controller)

Closed Loop transfer function

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{m(p_2 s^2 + p_1 s + p_0)}{q_3 s^4 + (q_2 + K_p p_2) s^3 + (q_1 + K_p p_1 + K_i p_2) s^2 + (q_0 + K_p p_0 + K_i p_1) s + K_i p_0} \quad (16)$$

As CRA method, we assign the value of equivalent time constant  $\tau$  and characteristic ratio  $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ ,

hence the  $P(s)$  can be expressed as

$$P(s) = a_4 s^4 + a_3 s^3 + a_2 s^2 + a_1 s + a_0, \quad (17)$$

$$\text{where } a_i = \frac{a_0 \tau^i}{(\alpha_{i-1} \alpha_{i-2}^2 \cdots \alpha_2^{i-2} \alpha_1^{i-1})}$$

and characteristic equation of closed loop transfer function is

$$P_{cl}(s) = q_3 s^4 + (q_2 + K_p p_2) s^3 + (q_1 + K_p p_1 + K_i p_2) s^2 + (q_0 + K_p p_0 + K_i p_1) s + K_i p_0 \quad (18)$$

Equated the above  $P_{cl}(s)$  to the  $P(s)$  in equation (17), the parameters of PI controller are received as showing in equation (19) and (20).

$$\frac{\tau}{k \alpha_1 \alpha_2 \alpha_3} = \frac{q_3}{q_2 + K_p p_2} \quad (19)$$

$$\frac{\tau}{k} = \frac{q_1 + K_p p_0 + K_i p_1}{K_i p_0} \quad (20)$$

## 5. EXPERIMENT & RESULTS

Referring to the parameters and the operating points of process in table 1 and table 2, this process can be placed into the equation (1). The plant transfer function will be obtained as showing in equation (21).

Table 1 Process Parameters

Symbol	Description	Quantity
$A(\text{cm}^2)$	Cross section area of tank 1,2	70
$a(\text{cm}^2)$	Cross section area of outlet hole of tank 1,2	0.5028
$g(\text{cm}/\text{s}^2)$	acceleration due to gravity	981

Table 2 The operating point of process

	$P_-$ (min. phrase)	$P_+$ (non-min phrase)
$(\bar{h}_1, \bar{h}_2)$ [cm]	(3.4, 3.0)	(3.5, 2.4)
$(\bar{h}_3, \bar{h}_4)$ [cm]	(2.0, 1.0)	(2.0, 1.5)
$(\bar{u}_1, \bar{u}_2)$ [V]	(7, 7)	(7, 7)
$(k_1, k_2)$	(3.237, 3.218)	(3.240, 3.154)
$(\alpha_1, \alpha_2)$	(0.741, 0.746)	(0.444, 0.457)
$(\beta_1, \beta_2)$	(0.549, 0.587)	(0.530, 0.657)
$(\beta_3, \beta_4)$	(0.182, 0.263)	(0.381, 0.462)
$(T_1, T_2)$	(22.7286, 21.3435)	(22.1892, 14.8226)
$(T_3, T_4)$	(33.0849, 20.3713)	(23.3331, 16.6643)

$$G_{p-}(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.7235}{21.11s + 1} & \frac{0.2465}{1031s^2 + 69.96s + 1} \\ \frac{0.2222}{443.3s^2 + 42.45s + 1} & \frac{0.6361}{18.55s + 1} \end{bmatrix}$$

$$G_{p+}(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.456}{22.19s + 1} & \frac{0.5429}{517.7s^2 + 45.52s + 1} \\ \frac{0.3815}{247s^2 + 31.49s + 1} & \frac{0.3052}{14.82s + 1} \end{bmatrix} \quad (21)$$

From (21) and (10), we obtained the decoupling as following equation.

$$H_{p-}(s) = \begin{bmatrix} 1 & \frac{5.205s + 0.2465}{746.1s^2 + 50.61s + 0.7235} \\ \frac{4.121s + 0.2222}{282s^2 + 27s + 0.6361} & 1 \end{bmatrix} \quad (22)$$

$$H_{p+}(s) = \begin{bmatrix} 1 & \frac{12.05s + 0.5429}{236.1s^2 + 20.76s + 0.456} \\ \frac{5.654s + 0.3815}{75.39s^2 + 9.61s + 0.3052} & 1 \end{bmatrix} \quad (23)$$

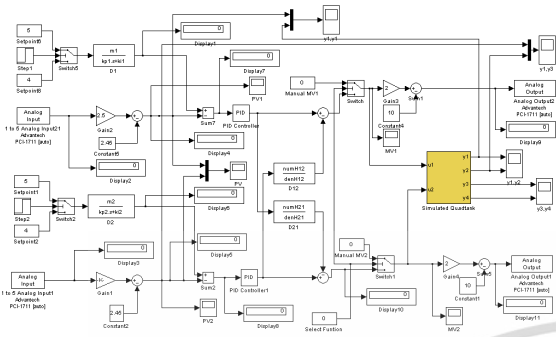


Fig. 4 PI Control system for Quadruple-Tanks Process (Decoupling Controller)

### 5.1 Experiment for Minimum Phase Condition

From decoupling controllers (22), it obtained new plant transfer functions as equations (24) and (25)

$$G_{n1}(s) = \frac{0.03427s^2 + 0.002135s + 2.586 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.1097s^2 + 0.003808s + 4.057 \times 10^{-5}} \quad (24)$$

$$G_{n2}(s) = \frac{0.03429s^2 + 0.002137s + 2.588 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.1162s^2 + 0.004216s + 4.618 \times 10^{-5}} \quad (25)$$

According to equation (18), the design of PI controller based on CRA technique is assigned parameter follow as time constant  $\tau=100$  and the values of characteristic ratio  $\alpha_1 = 2.5, \alpha_2 = 2.5, \alpha_3 = 2.5$  then it obtained parameters of PI controller as the values in table 3.

Table 3 PI Controller's Parameters for minimum phase condition

PI Controller	$K_p$	$K_i$
Loop $G_{n1}$	1.3583	0.1678
Loop $G_{n2}$	1.1680	0.1694

The step response in Fig.5, showed the response's overshoot which is 12.5% for tank1 and 17.5% for tank2. The settling time of response from tank1 and tank2 are 120sec and 150 sec respectively.

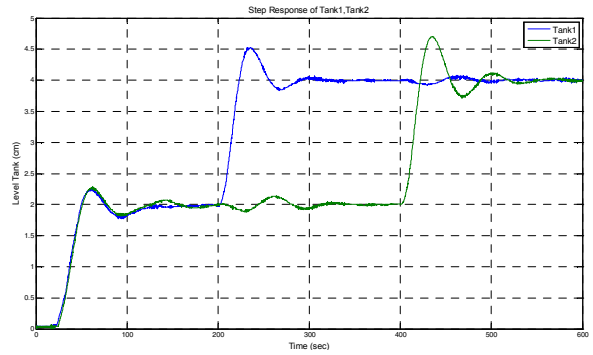


Fig. 5. Step Response of PI Control System with Decoupling Controller

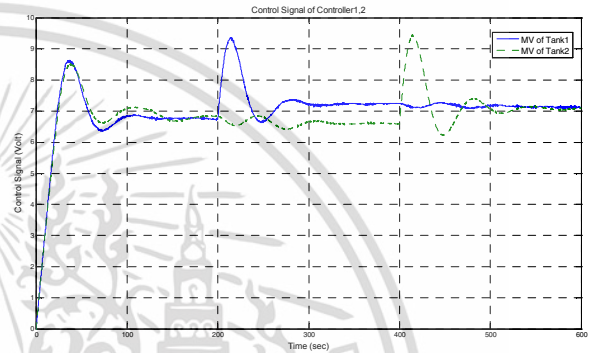


Fig. 6. MV. of Controller

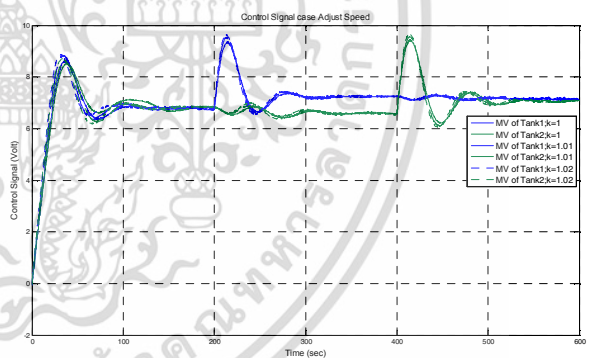


Fig. 7. Overshoot Adjustment Results of PI Control System with Decoupling Controller

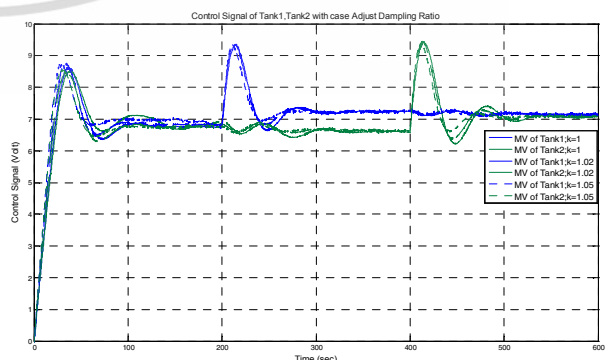


Fig. 8. MV. of Controller

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 4 Overshoot Adjustment Results for minimum phase condition

	$k$	$t_s(\text{sec})$	P.O.(%)
Loop 1	1.00	130	12.5
	1.02	130	10
	1.05	130	6.25
Loop 2	1.00	130	17.5
	1.02	130	13.75
	1.05	130	10

Because the step response in Fig. 5 satisfy the required settling time performance, 250 sec, but cannot satisfy the percent overshoot requirement, we adjust characteristic ratio of closed loop transfer function using CRA so that improve the step response 's overshoot of control system. As showing in table 4, we defined  $k$  parameters as 1.00, 1.02 and 1.05 respectively. From the response in Fig 7, it is clearly shown that percent overshoot %P.O. can also be achieved as the required performance specification.

### 5.2 Experiment for Non-Minimum Phase Condition

From decoupling controllers (23), it obtained new plant transfer functions as equations (26) and (27)

$$G_{n1}(s) = \frac{0.02055s^2 + 0.002114s - 2.579 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.1479s^2 + 0.007208s + 0.0001159} \quad (26)$$

$$G_{n2}(s) = \frac{0.02059s^2 + 0.002118s - 2.584 \times 10^{-5}}{s^3 + 0.1703s^2 + 0.009512s + 0.0001735} \quad (27)$$

According to equation (18), the design of PI controller based on CRA technique is assigned parameter follow as time constant  $\tau=250$  and the values of characteristic ratio  $\alpha_1=6, \alpha_2=6, \alpha_3=6$  then it obtained parameters of PI controller as the values in table 5.

The step response in Fig.12, showed the response's overshoot which is 0% for tank1 and tank2. The settling time of response from tank1 and tank2 are 1100 sec and 1300 sec respectively.

Because the step response in Fig. 10 satisfy the required overshoot performance, 0%, but cannot satisfy the settling time requirement, we adjust characteristic ratio of closed loop transfer function using CRA so that improve the step response 's speed of control system. As showing in table 6, we defined  $k$  parameters as 1.00, 1.20 and 1.40 respectively. From the response in Fig 12, it is clearly shown that speed of output response can also be achieved as the required performance specification for control loop2 but not for loop1.

Table 5 PI Controller's Parameters (non-min phase)

PI Controller	$K_p$	$K_i$
Loop 1	34.8467	0.0914
Loop 2	33.6911	0.0813

Table 6 Speed Adjustment Results (non-min phase)

	$k$	$t_s(\text{sec})$	$PO(\%)$
Loop 1	1.0	1100	0.0
	1.2	1050	0.0
	1.4	975	0.0
Loop 2	1.0	1300	0.0
	1.2	1200	0.0
	1.4	125	0.0

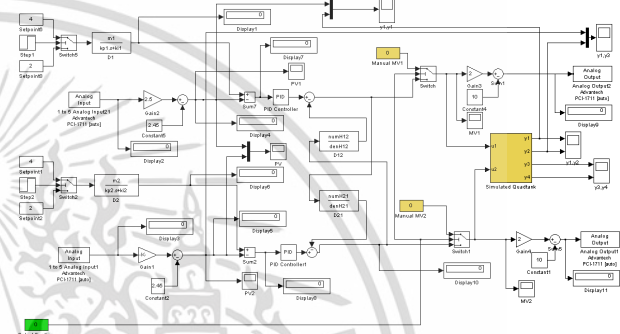


Fig. 9 PI Control system for Quadruple-Tanks Process (Inverted Decoupling Controller)

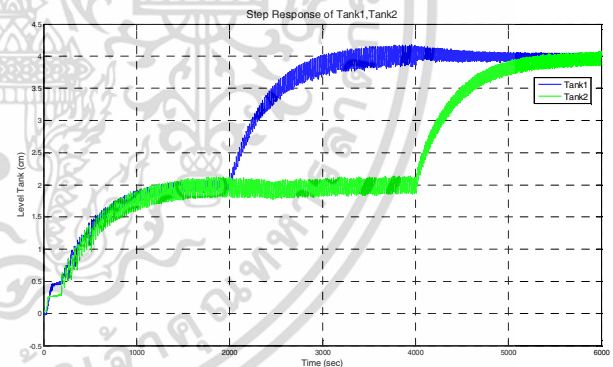


Fig. 10. Step Response of PI Control System with Inverted Decoupling Controller

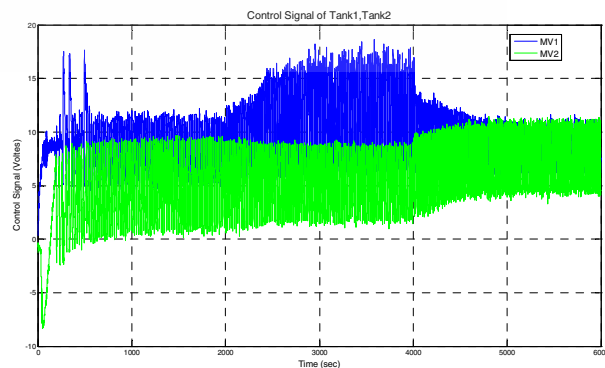


Fig. 11 MV. of Controller

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

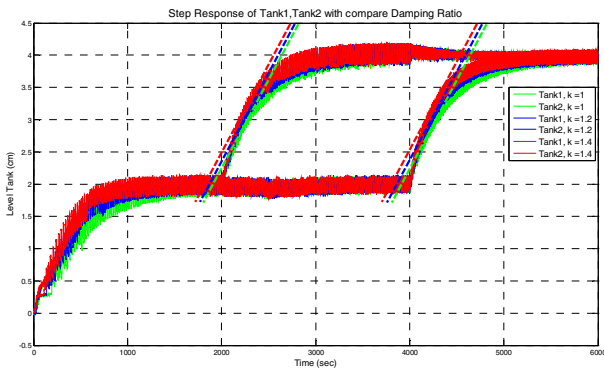


Fig. 12 Speed Adjustment Results of PI Control System with Inverted Decoupling Controller

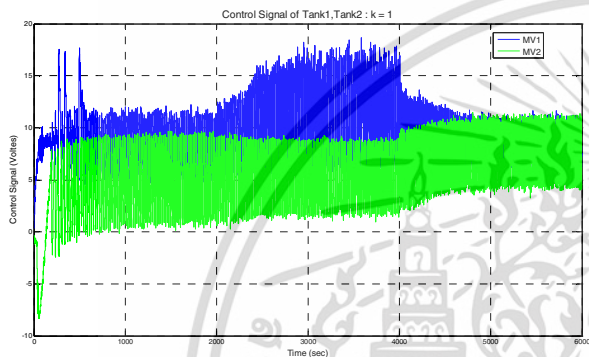


Fig. 13 MV. of Controller

## 6. CONCLUSION

The design of PI controller using decoupling and CRA techniques for quadruple-tanks process has been proposed in this paper. From the experimental results, It has been shown that using decoupling technique can properly be applied with TITO system for both minimum phase and non-minimum phase condition. Used with PI controller, the inverted decoupling controllers can stabilize an unstable non-minimum-phase system. Furthermore, percent overshoot %P.O. can also be achieved.

## REFERENCES

- [1] Astrom K.J., and T. Haggglund (1995). "PID Controllers: Theory, Design, and Tuning. Instrument." Society of America, 2nd edition.
- [2] Q.C. Wang, B. Zou, T.H. Lee and Q. Bi "Auto tuning of multivariable PID controllers from decentralized relay feedback", Automatica, Vol.33, No.3, pp. 319-330, 1997
- [3] Damir Vrancic, "Tuning of Decoupling Controller by using MIMO Method"
- [4] J.M. Maciejowski, *Multivariable Feedback Design*, Addison-Wesley, 1989
- [5] M. Zhuang, and D.P. Atherton, "PID controller design for a TITO system", IEE Proc.- Control Theory Appl., Vol.141, No.2, pp.111-120, 1994
- [6] C.C. Ko, Ben M. Chen, Jianping Chen; Yuan Zhuang, Key Chen Tan, "Development of a web-based laboratory for control experiments on a coupled tank apparatus". IEEE Transactions on Education, vol. 44, No.1, February 2001.

- [7] S. Majhi, "SISO controller for TITO systems", presented at the Int. Conf. on Energy, Automation and information Tech., 2001
- [8] N.K. Paulsen, B.Kouvaritakis and M.Cannon. "Non-linear constrained predictive control applied to a coupled-tanks apparatus" IEE Proc.- Control Theory Appl., Vol. 148, No. 1, January 2001

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนลิขสิทธิ์สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## ประวัติผู้เขียน



ชื่อ-นามสกุล	นายอาจินต์ น่วมสำราญ
วัน เดือน ปีเกิด	25 พฤศจิกายน 2516
ที่อยู่	12/825 ตำบลบึงยี่โถ อำเภอรัญบุรี จังหวัดปทุมธานี 12130 โทร.083-011-4999
ประวัติการศึกษา	
พ.ศ. 2553-2560	วิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต (กำลังศึกษา) สาขาวิชาวิศวกรรมไฟฟ้า คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
พ.ศ. 2541-2543	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมไฟฟ้า คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
พ.ศ. 2538-2541	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมการวัดคุม คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ประสบการณ์การทำงาน	
พ.ศ. 2543-ปัจจุบัน	อาจารย์ หลักสูตรวิศวกรรมการวัดคุม คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
พ.ศ. 2547-2550	ผู้ช่วยศาสตราจารย์
พ.ศ. 2551-ปัจจุบัน	รองศาสตราจารย์
พ.ศ. 2556-2558	ผู้อำนวยการสำนักบริการคอมพิวเตอร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
พ.ศ. 2553-2554	ผู้จัดการหน่วยวิจัยด้านการเขียนสัญญาณเซอร์โวในกระบวนการฮาร์ดดิสก์
ความเชี่ยวชาญ	<ol style="list-style-type: none"> <li>2-DOF Control System Design and Controller Tuning</li> <li>Hard Disk Servo Control and STW Algorithm Development</li> <li>Network Control System</li> <li>Weather and Environment Monitoring System</li> <li>Distributed Control of Network Devices with Remote Terminal Unit and SCADA</li> <li>IoT Applications and Cloud Management System</li> </ol>

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้