ישום מחשב קטן לבקרת תהליך תעשיתי

מצוי נוזל נוזל

אביהוא חירם

יישום מחשב קטן לבקרת תהליך תעשיתי

מצוי נוזל - נוזל

חבור על מחקר

לשם מילוי חלקי של הדרישות לקבלת התואר

מגיסטר למדעים

בהנדסה כימית

מאת

חירם אביהוא

הוגש לסנט הטכניון - מכון טכנולוגי לישראל

ניסן תשל"ז חיפה מרץ 1977

מחקר זה נעשה בהנחייתם של פרופ' רם לביא ופרופ' זאב רזניק
מהפקולטה להנדסה כימית, הטכניון - מכון טכנולוגי לישראל.

ברצוני להביע תודתי למנחי -
פרופסור לביא ופרופסור רזניק, שהעניקו
לי מנסיונם ועזרו לי למצוא דרכי בסבך
התאוריה והמעשה.
למר הרי הורן על הסיוע הצמוד לכל אורך
הדרך;
לאריקה על השרטוטים;
לשרות הטכני על הושטת היד בכל מקום בו
היתה דרושה;
לאנשי הצוות המנהלי שבלעדיהם אי אפשר
היה;
לללי על העבודה המסורה.
יעל, עזרתך וסבלנותך ראויים להערכה.

תוכן עניינים

עמוד

תקציר 1
מינוח 3

פרק 1 - מבוא 5

פרק 2 - סקר ספרות

2.1 מודלים למצוי נוזל - נוזל 6
2.1.1 מצוי 9
2.1.2 מודלים למצוי 16
2.2 מכניקה של הפרדת דיספרסיות 19
2.3 דמוי (סימולציה) 20
2.4 השימוש במחשב אנאלוגי לדמוי 21
2.5 בקרת תהליכים ספרתית 23
2.6 בקרת תהליכים רבי משתנים 24
2.7 אלגוריתמים לבקרה ע"י מחשב 26
2.8 חקר מערכות לצרכי בקרה ותצפית 34

פרק 3 - המודל המתמטי ונתוחו לצרכי בקרה

3.1 משוואות המודל ליחידת בוחש - מפריד אחת כחלק מסוללת מצוי 38
3.1.1 זהוי 39
3.1.2 תצפית ערך ספיקת הפאזה הכבדה ביציאה מהמפריד . . 42
3.1.3 משוואות המערכת - המודל: הצגת המודל בתבניות מרובעות 43
3.2 בדיקת נתנות לבקרה של המערכת 45
3.3 פתוח המודל לסוללת מצוי 47
3.3.1 בדיקת נתנות לבקרה של סוללת מצוי 48
3.4 הפתרון 52
3.4.1 פתרון בעית הבקרה ליחידה אחת 52
3.4.2 האפשרויות לביצוע הבקרה 52

תוכן עניינים (המשך)

עמוד

פרק 4 - דמוי של התהליך ותכנית הבקרה

4.1 דמוי של מערכת בוחש - מיכל הפרדה 57

4.1.1 דמוי המערכת כפי שהיא ללא בקרה 58

4.1.2 הכנסת בקרה מדרגות שונות 61

4.1.3 דמוי המערכת על המחשב האנאלוגי ללא בקרה . . . 64

4.1.4 תכנית הבקרה 64

4.1.5 הפעלת תכנית הבקרה מול דמין המערכת על המחשב האנאלוגי 64

פרק 5 - העבודה הנסיונית

5.1 תאור המערכת הנסיונית 69

5.2 התהליך 73

5.3 מהלך הניסויים 80

5.4 תוצאות 85

פרק 6 - סיכום, מסקנות והמלצות 88

נספחים

נספח א' - דמין ספרתי והפלט שלו 91

נספח ב' - מציאת מקדם החלוקה למערכת כוהל איזו-אמילי - מים - חומצה אצטית 96

נספח ג' - תכנה 97

ג.1 - חבילת תכנה לתפעול מערכת בוחש - מפריד למצוי ובקרתה 97

ג.2 - חבילת תכנה להצגה חזותית לבקרת יחידת בוחש - מפריד למצוי באמצעות מחשב ספרתי 111

מקורות 117

רשימת ציורים

עמוד

ציור 2.1 - יחידת בוחש - מפריד לפי המודל של Halligan (7) 8
ציור 2.2 - מערכת מצוי בזרימה נגדית 12
ציור 2.3 - תהליך מבוקר ספרתית אפיני 27
ציור 2.4 - בקרת משוב משלים 30
ציור 2.5 - מערכת בקרת משוב אפינית 33
ציור 3.1 - יחידת בוחש - מפריד, מינוח 38
ציור 3.2 - זהוי הזרימה מהמפריד כפונקציה של העומד בפתיחה שונה של ברז היציאה 39
ציור 3.3 - קטע מפריד - מינוח 40
ציור 3.4 - מערכת מצוי בזרימה נגדית 47
ציור 3.5 - מערכת מצוי בזרימה נגדית בת שלושה שלבים ותא מייצג כללי . 49
ציור 3.6 - הפתרון לבעית הבקרה לתהליך בעל זמן מת 52
ציור 3.7 - אפשרות א' לביצוע בקרת מפלס והרכבי היציאות ביחידת בוחש - מפריד 54
ציור 3.8 - אפשרות ב' לביצוע בקרת מפלס והרכבי היציאות ביחידת בוחש - מפריד 54
ציור 3.9 - אפשרות ג' לביצוע בקרת מפלס והרכבי היציאות ביחידת בוחש - מפריד 55
ציור 3.10- אפשרות ד' לביצוע בקרה על התהליך - האפשרות המועדפת . . . 56
ציור 4.1 - תפיסת הדמוי והמינוח המקובל 59
ציור 4.2 - תרשים זרימה לדמוי של בוחש - מפריד 60
ציור 4.3 - דיאגרמת בלוקים של מערכת הבקרה בדמין 61
ציור 4.4 - תוצאות גרפיות מהדמין 62
ציור 4.5 - תוצאות גרפיות מהדמין 63
ציור 4.6 - המערכת האנאלוגית לדמוי התהליך וחבורה למחשב 65
ציור 4.7 - תגובת המודל האנאלוגי לשינויים ואילוצים 66
ציור 4.8 - תרשים זרימה לתכנית הבקרה 67
ציור 4.9 - תגובת המערכת ההיברידית לשינוי ב- Set Point 68
ציור 5.1 - מתקן מערבל - מפריד תעשייתי 69
ציור 5.2 - המערכת הנסיונית 70
5.2.1 - המערכת הנסיונית - עיקריה 71
5.2.2 - המערכת הנסיונית - מבט כללי 72
ציור 5.3 - המערכת הנסיונית - דיאגרמת בלוקים 73

רשימת צירים (המשך)

	עמוד
ציור 5.4 - מיכל ההפרדה	76.1
5.4.1 - מיכל ההפרדה - עיקרי	76.2
5.4.2 - מיכל ההפרדה - מראה כללי	76.3
ציור 5.5 - לוח הבקרה	77
5.5.1 - לוח הבקרה - עיקרים	78
5.5.2 - לוח הבקרה - מראה כללי	79
ציור 5.6 - המתח המופק ממד הלחץ הדיפרנציאלי כנגד גובה הנוזל במיכל .	81
ציור 5.7 - המתח המופק ממד הספיקה של הפאזה הכוהלית כנגד הספיקה והעקום המותאם	82
ציור 5.8 - המתח המופק ממד הספיקה של הפאזה המימית כנגד הספיקה והעקום המותאם	83
ציור 5.9 - המתח המופק ממערכת מדידת המוליכות כנגד רכוז החומצה האצטית בפאזה המימית והעקום המותאם	84
ציור 5.10- נסוי מס' 16	86
ציור 5.11- נסוי מס' 17	87
ציור 5.12- נסוי מס' 21	87
ציור ב.1 - רכוז החומצה במים כנגד רכוזה בכוהל	96
ציור ג.1.2-התמונה המתקבלת על גבי ה- CRT	116

רשימת טבלאות

טבלה 3.1 - זיווג כוחות הבקרה	53
טבלה 5.1 - ניסויים 21,17,16	86

ת ק צ י ר

מצוי נוזל - נוזל הוא תהליך תעשייתי שכיח, בו מרחק מומס מתמיסה ע"י חומר שלישי, הממיס אף הוא במידה מסוימת את המומס. הציוד התעשייתי לביצוע המצוי נחלק בעיקר לעמודי מצוי או יחידות בוחשים - מפרידים.

מחקר זה מנסה להביא גישה לפתרון בעית הבקרה ליחידת בוחש - מפריד. הגישה המקובלת של בקרת משוב אינה יכולה לענות על הצרכים בבקרת תהליך מעין זה. בגלל נפח המפריד חלה שהייה מרגע כניסת הפרעה למערכת ועד להופעתה בקצה סוללת המצוי. השיטה הנהוגה להתגברות על בעיית הבקרה של תהליכים בעלי זמן מת מתבססת על כך כי הזמן המת הוא גודל קבוע, ולכן נתן להתייחס לגדלים הנמדדים בהתאם.

הגישה המוצעת מתבססת על דמוי (סימולציה) דינאמי, העוקב באופן צמוד אחר המתרחש ומתעדכן עם המדידות המתקבלות בעת ביצוע הבקרה.

לצורך הדמוי וכן לצורך לימוד האפשרויות העומדות בפנינו לביצוע הבקרה, נלמדו תהליכי המצוי ופותח מודל המתמטי המתבסס על תגובות המתקן ונתוניו הפיזיקליים. ההנחות העיקריות ביסוד המודל הן כי הזרמים העוזבים את המפריד נמצאים בשווי משקל, וכי הזרימה במפריד היא זרימה בוכנתית.

על סמך מה שנלמד מנתוח המודל המתמטי, הנתונים הפיזיקליים ומצאי ציוד החישה והבקרה, נבחרה אסטרטגית בקרה ונכתבה תכנית מחשב לביצועה.

תכנית הבקרה מתבססת על אופי התהליך, כפי שבא לידי ביטוי במודל המתמטי. עיקרו הוא כי נתן לחלק את השפעות זרמי הכניסה בצורה חדה ובולטת לפי משתני המצב. משתני המצב שנבחרו היו מפלס פן הביניים ורכוז היציאה של הפאזה הכבדה או הקלה. מנתוח המודל נראה היה כי מאזן ספיקת הפאזה הכבדה בלבד משפיע על מפלס פן הביניים, וכי יחס כניסת הפאזה הקלה לכניסת הפאזה הכבדה הוא הקובע את הרכוז ביציאה.

על מנת לאפשר ביצוע בקרה במשוב, היה צורך לסנן את האותות בצורה נכונה. לצורך כך מתבצע מעקב צמוד אחר הגדלים הנתנים למדידה מהתהליך, ומתוכם מתבצעת תצפית של הגדלים הדרושים שאינם נתנים למדידה ישירה. מתוך הנחת משטר הזרימה מתבצע דמוי של מצב המפריד במנות המתאימות לפרק הדגימה.

הרכוז הצפוי מושווה עם הרכוז הנמדד. השוואה זו משמשת לצורך קבלת החלטה לגבי מצב השסתום בצעד הבא.

בצעד הבא הופעלה תכנית הבקרה על מתקן נסיוני במעבדה. מתוך התוצאות שנאספו נתן להצביע על העובדה כי משטר הזרימה הבוכנתי שהונח עבור התנהגות המפריד אינו מדויק דיו, ויש להכניס גורמי ערבוב חוזר. אם כי התוצאות שהגענו אליהן טובות בהרבה מתוצאות שהושגו בהפעלה בתנאים דומים באמצעות אלגוריתמים מקובלים לבקרה.

על מנת לאפשר את העבודה הנסיונית נערכו מדידות למציאת קבוע שווי המשקל בכל תחום העבודה המעשי למערכת כהל איזו - אמילי - מים - חומצה אצטית.

נראה בעליל כי מידת ההצלחה של הבקרה קשורה קשר אמיץ במידת הדיוק של דמוי התהליך - דמוי מדויק יאפשר ביצוע בקרה טובה יותר.

התפיסה המוצגת לטיפול ביחידת בוחש - מפריד נתנת ליישום לסוללת מצוי, כאשר עיקר העבודה הוא במתן ביטוי תולם לזמן המת. הזמן המת מתקבל מתוך דמוי דינאמי, בדומה לצורה בה נעשה הדבר עבור תא בודד כאשר עצם תכנית הדמוי שונה בהתאם לציוד בו נעשה שימוש.

עבודה זו נתנת ליישום מעשי על מערכות מצוי תעשייתיות או אחרות. לכל מערכת אפיינים משלה, הצריכים לבוא לכלל ביטוי במודל המתמטי שלה ובביטויו בתכנית הדמוי וצורת ביצוע הבקרה.

מתוך העבודה שבוצעה נראה כי עיקר עבודת היישום צריכה להיות במעקב אחרי התנהגותו ההידרודינאמית של המפריד ומתן ביטוי לה במשוואות המודל.

מינוח

A - שטח המפריד	m^3
A_{ij} - מקדם ספיקה	חסר מימד
C - קבוע	
D - מקדם חלוקה במצוי	חסר מימד
d_i - קוטר טיפה	m
E - מקדם המצוי	חסר מימד
f - פונקציה	
H - גובה פני הנוזל במפריד	m
K - קבוע	חסר מימד
K_c - הגבר הבקר	חסר מימד
K_{0_D} - מקדם מעבר מסה כללי על בסיס פאזה מפוזרת	חסר מימד
L - אורך המפריד	m
N - מספר שלבים בסוללה	
P - לחץ	Kg/m^2
Q - ספיקה	m^3/sec
R - התנגדות	
T - זמן דגימה	sec
t - זמן	sec
u - וקטור כוחות הבקרה	
V - נפח	m^3
$V_{d,i}$ - מהירות טיפה בעלת קוטר d_i	m/sec
X - רכוז בפאזה הכבדה	mole/liter
$\bar{X}$ - וקטור משתני המצב	
Y - רכוז בפאזה הקלה	mole/liter
Yℓ - שבר משקלי של מומס בפאזה המפוזרת בשווי משקל עם X	חסר מימד
Z - גובה השלב	m
α - קבוע החלוקה במצוי	חסר מימד
γ - מקדם פעילות	חסר מימד
Δ - הפרש	
δ - מקדם פעילות	חסר מימד
ε - שגיאה	
ρ - צפיפות	Kg/m^3
τ - קבוע זמן	sec
ω - תדירות	1/sec

מינוח (המשך)

תת מציינים:

a - מערך

ca - מחושב

h - של הפאזה הכבדה

in או I - של כניסה

j - מספר תא בסוללה

ℓ - של הפאזה הקלה

o - של יציאה

t - כולל

x - מיקום לאורך המפריד

מציינים עיליים:

* - גודל בשווי משקל או גודל מותמר

|_| - מטריצה

L - של הפאזה המימית הכבדה

V - של הפאזה הקלה

הערה:

המינוח המובא כאן הוא המינוח המקובל במאמר. מתוך רצון להיות נאמן למקורות הספרות הובאו בפרק סקר הספרות הסימונים המקובלים על המקורות השונים. בפרק זה ובמקומות האחרים בהם אין המינוח זהה לזה המופיע כאן הובא פשר הסימנים בסמוך לשימוש בהם.

פרק 1 - מבוא

מטרת המחקר וחשיבותו

תהליכים תעשייתיים רבים כוללים עבודה במערכות מצוי נוזל - נוזל. בארץ פועלים בקנה מדה תעשייתי שני תהליכים שפותחו ע"י תמ"י אימ"י בע"מ, הפקת KNO_3 וחומצה זרחתית.

במערכות אלו במיוחד וככלל בתעשיה הכימית קיימת השאיפה ליצור חומרים לפי אפיונים (specifications) נתונים וכי במהלך העבודה יווצר מעט ככל האפשר חומר שהוא לא לפי אפיונים אלו (off-spec.), וזאת מהסיבה הכלכלית הברורה.

תהליכי מצוי נוזל - נוזל כאלו המבוססים על יחידות בוחש מפריד מציבים אתגר מיוחד בפני המתכנן.

כמות החומר האצורה בסוללת בוחשים מפרידים היא גדולה, וקשה לבקר את המתרחש על סמך תפוקת הסוללה. זמן התגובה מכניס הפרעה ועד הופעת התגובה ביציאה הוא בסדר גודל של דקות. הרצון לבקר את התהליך בקרה הדוקה ומידית גורם לפתח גישות ושיטות חדשות.

מטרת מחקר זה ללמוד את הבעיתיות המיוחדת של תהליך המצוי ביחידת בוחש מפריד ודרכה ללמוד על התנהגות הסוללה; ללמוד ולנסות דרך יחידת בוחש - מפריד אחת אסטרטגית בקרה נכונה על מנת לענות על הצרכים הנזכרים.

לצורך פתוח תפיסה כוללת וגישה אפינית לבעיה זו, יהיה צורך לפתח מודל מתמטי שיתאר עד כמה שנתן בנאמנות את המתרחש בתהליך.

את המודל המתמטי יש לחקור ולמצות מתוכו את מירב האינפורמציה הנתנת בכלים המקובלים העומדים לרשותנו. מבחנו של המודל בעת תרגומו לדמין. יפותחו דמין ספרתי ודמין אנאלוגי.

מתוך כל מה שילמד עד שלב זה ובמיוחד על סמך המסקנות שתתקבלנה מנתוח המודל המתמטי תבנה תכנית בקרה.

תכנית הבקרה תבדק אל מול הדמין האנאלוגי שיחליף בשלב בדיקת התכנית את התהליך האמיתי.

בתור שלב אחרון תפעל תכנית הבקרה על מתקן בוחש - מפריד בעל שלב אחד.

פרק 2 - סקר ספרות

סקר הספרות מכסה את השטחים בהם נוגעת העבודה וככלל מכסה עבודות קודמות שנעשו בנושאים אלו:

-- מודלים למצוי נוזל - נוזל
-- מכניקה של הפרדת דיספרסיות
-- דמוי (סימולציה)
-- השימוש במחשב אנאלוגי לדמוי
-- שימוש במחשב ספרתי לבקרה
-- בקרת תהליכים רבי משתנים
-- אלגוריתמים לבקרת מחשב
-- חקר מערכות לצרכי בקרה ותצפית

2.1 מודלים למצוי נוזל - נוזל

"מצוי נוזל - נוזל" קרוי לעיתים "מצוי ממיס", ואינו אלא הפרדה למרכיבים של תמיסה ע"י מגע עם נוזל אחר שאינו מסיס בה. אם מרכיבי התמיסה, המומסים, מתחלקים בצורה כלשהיא בין שתי הפאזות, מתקבלת מידת מה של הפרדה. לדוגמה: אם תמיסה של חומצה אצטית במים נבחשת עם נוזל כגון אתיל אצטט, חלק מהחומצה ויחסית מעט מים יעברו לפאזה האסטרית. מאחר ובשווי משקל הצפיפויות של המים והאסטר שונות, הרי במנוחה יפרדו. כאן הושגה מידת מה של הפרדה.

בכל התהליכים האלו התמיסה שיש להפרידה נקראת ההזנה (FEED), ואילו הנוזל אתו באה במגע נקרא הממיס (SOLVENT).

התמיסה העשירה בממיס לאחר ההפרדה נקראת התזקיק (EXTRACT) ואילו התמיסה ממנה נלקח המומס נקראת התזכיך (RAFFINATE).

המקרים בהם משתמשים בתהליכי מצוי נוזל - נוזל יהיו בד"כ:

1) כאשר המצוי והחזרת הממיס כלכליים מאשר תהליכי הפרדה ישירה.
2) כאשר שיטות פשוטות יותר לא יצלחו (הפרדה של תערובות אזאוטרופיות) (Treybal (46)).

הרצון לתאר ולהכניס התרחשויות במסגרת מדויקת של הלשון המתמטית תביא לפתוח כלי הקרוי בפינו מודל מתמטי. המשוואות המנסות לתאר את המתרחש כפי שמבין זאת הכותב באות למבחן בעת שקורים שינויים במערכת או בסביבתה. או אז בוחנים את תגובת המודל ומידת התאמתו לתגובה האמיתית.

שיטות שונות פותחו על מנת לזהות ולתת בידי החוקר עזר על מנת לקרב את המודל ככל האפשר לאמת.

שיטה מקובלת היא בדיקת תגובות דינאמיות של המערכת. בדיקה זו מצביעה

על התנהגות המערכת ומאפשרת בחינת המודל. רעיון כזה נמצא מפותח אצל Clements & Schnelle (10).

Clements, Hays & Harris (11,19,20) פתחו בעבודות שונות טכניקות לבדיקת מודלים דינאמיים כלליים למצוי.

הדווחים ברוב העבודות מסתמכים על עבודות במערכות פשוטות יחסית, בד"כ מערכת בת שתי פאזות בלתי מסיסות האחת בשניה, כאשר מומס אחד מתמצה מפאזה עשירה - לדלה.

Marshal & Pigford (30) עסקו בבעיות של מעבר חומר שלא במצב עמיד. הם הניחו ספיקות קבועות ורכוזים קבועים בשתי הפאזות תוך מעבר מומס יחיד ביניהן. הנחות נוספות היו בחישה אידאלית, קיום מצב שווי משקל, משוואות ש"מ לינאריות. פתרון המשוואות הדיפרנציאליות למאזני החומר נעשה ע"י התמרות לפלס.

פתרונות אנאליטיים מסובכים ללא אימות בסיוני נתנים בעבודתם של Lapidus & Amunsden (26) עבור המקרים של משוואות שווי משקל לינאריות ושנוי מדרגה ברכוזי ההזנה בספיקות קבועות.

Staffin & Chu (44,43) נסו להוציא אינפורמציה לצרכי תכנון ממחקר שערכו על שלב אחד במצוי רצוף. בעבודתם חפשו את הקשר בין נתוני המערכת - הפיזיקליים כמו מהירות סבוב הבוחש (- מהירות השאיבה), קוטר הבוחש וקוטר המיכל לבין שנויים ברכוזי הכניסות (שנויי מדרגה).

תוך כדי נסיון לפתח שיטות לקביעת התגובה הדינאמית והזמן הדרוש להשגת המצב העמיד, הציע Biery (6) מספר מודלים מתמטיים לתאור התנהגות עמוד פולסים למצוי והשווה את התגובות הנסיוניות לתגובות התיאורטיות. מהתוצאה שקבל עולה כי אותם מודלים המבוססים על ההנחה של אי שווי משקל ובחישה שאינה משלמת נותנים שערוך די טוב לתגובה הדינאמית.

Gray (16) בעבודתו מספק רקע מתמטי למחקרים במצוי. בעבודתו בדק שלשה מודלים מתמטיים למצוי. אף אחד מהמודלים לא תאם את התוצאות הנסיוניות. המודל הראשון - מודל זרימה בוכנתית; השני - מודל תא הבחישה ואילו השלישי לא היה אלא המודל שכלל בנוסף אברים לתאור הדיפוזיה הצירית בשתי הפאזות.

Champagne (9) עשה שימוש במודל "השלישי" של Gray ופתר את המשוואות בשימוש בשיטת ההפרשים הסופיים. תוך השקעת זמן מחשב רב קבל התאמה טובה לתוצאות המעשיות.

עבודה דומה עשה Foster (15), שכלל במשוואות המודל שלו גם גורמים לתאור יחסי שווי משקל שאינם לינאריים. גם כאן התאימו התוצאות התיאורטיות לתוצאות מעשיות קודמות של חוקרים אחרים.

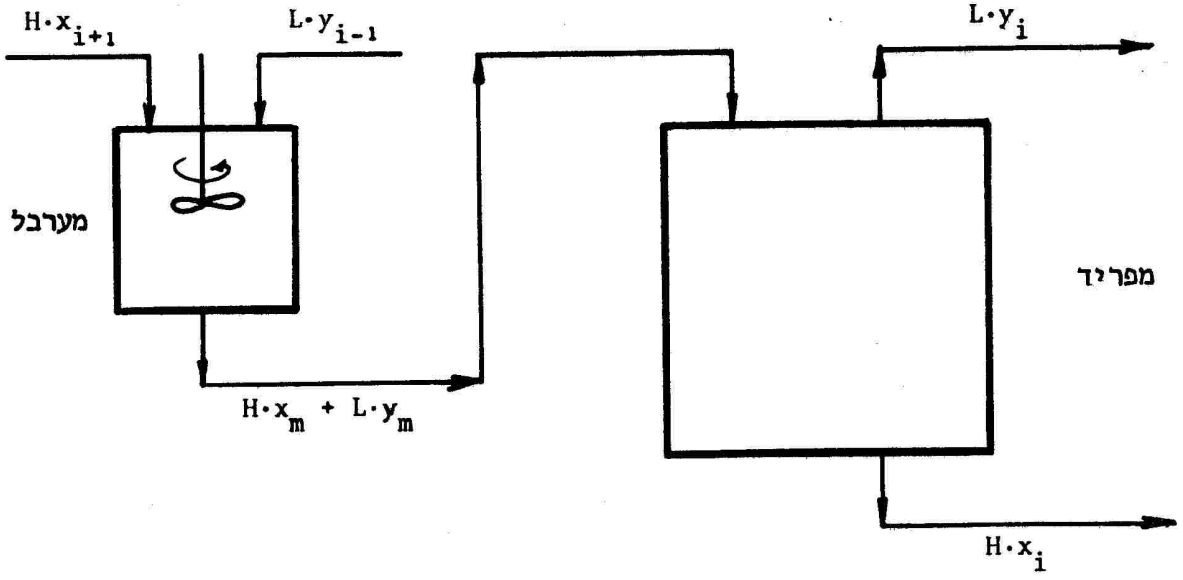
תוך כדי עבודה על עמודי זקוק בסקירה יסודית של השיטות הקיימות לאנאליזה של מערכות במצב לא עמיד, הגיע Rosenbrook (36) למסקנה כי השימוש בפתרונות נומריים בעזרת מחשבים ספרתיים היא השיטה הטובה ביותר למטרות אלו.

מענינת גישתו של Halligan (7), אשר בנה ארבעה מודלים מתמטיים לתאור הדינאמיקה של מערכת מצוי (חומצה חנקתית מפאזה מימית לממס אורגאני)

מרכבת ממספר תאים מטפום בוחש - מפריד. ההבדל ממודל למודל התבטא באופן הטפול באזור המפריד. באזור הבוחש הניח Halligan בחישה מושלמת, ספיקות קבועות, נפחים קבועים ושווי משקל.

מתוך מאזן חומר על תא i קבל את המשוואה:

$$\frac{dX_m}{dt} = \left(HX_{i+1} + LY_{i-1} - HY_m - LY_m - V_L \frac{dY_m}{dt}\right) / V_H \qquad (1)$$



צ'יור מס' 2.1- יחידת בוחש - מפריד לפי המודל של Halligan (7).

Figure 2.1 - A mixer - settler unit acc. to Halligan (7).

הזרם העוזב את הבוחש מגיע למפריד. כל המודלים מניחים כי ההפרדה היא מידית וכי אין כל מעבר חומר במפריד. ההנחות הנוספות הן אלו המפרידות בין מודל למודל.

המודל הראשון הוא מודל שווי המשקל ונמצא גם במקורות אחרים.

המודל השני הוא מודל הבחישה האידאלית. ההנחה הבסיסית היא שכל פאזה במפריד בחושה אידאלית, כך שהפאזות הנפרדות - הומוגניות.

המודל השלישי הוא מודל הזרימה הבוכנתית, המניח זרימה בוכנתית בשתי הפאזות במפריד.

המודל הרביעי הוא מודל המניח בחישה אידאלית בפאזה המימית וזרימה בוכנתית בפאזה האורגאנית - במפריד.

Halligan הראה בעבודתו כי ככל שמספר התאים גדל, עד ששה, הרי הפתרונות המתקבלים חדלים להיות תלויים במודל. במספר קטן של תאים מודל ההבריד - המודל הרביעי, יתן תוצאות קרובות יותר למעשה.

לא נבדקו מחקרים הדנים במערכות מסובכות יותר, כגון הזנות ביניים וזרמי תוצרת ביניים, יותר מאשר מומס אחד המחולק בין הפאזות וכדומה.

המודל שפותח לצרכי עבודה זו דומה במידה רבה למודל השלישי של Halligan, ונזון גם מהמודל שהניח Gray, אם כי הבטוי שהדבר קבל בעבודה זו שונה מהצורה אותה הלבישו הקודמים למודלים שלהם.

2.1.1 מצוי

Alders (1) מגדיר מערכת מצוי בה משתתפים שלשה מרכיבים (Ternary). מערכת כזו יכולה להיות מרכבת מפאזה אחת, שתיים או שלוש. ההנחה המקובלת בטפול במערכות כאלו היא כי המרכיבים נוזלים, אין ריאקציה כימית ביניהם ואין יצירה של מוצקים.

מקדם החלוקה (Distribution Coefficient) של מערכת שלישונית הוא היחס בין נוכחותו של מומס משותף בשתי הפאזות השונות.

Treyball (45) מנתח את האפשרויות השונות ליצירת תערובות ממערכות שלישוניות. המקרה בו מקבלים פאזה אחת הומוגנית - אינו מענין, אך יש ארבעה מקרים בהם הוא דן:

1) יצירת זוג אחד של שני נוזלים מסיסים הדדית.
2) יצירת שני זוגות של נוזלים מסיסים הדדית.
3) יצירת שלשה זוגות של נוזלים מסיסים הדדית.
4) יצירת פאזה מוצקה.

Treyball מביא את יחידת הבוחש - מפריד כצורה הנפוצה ביותר למצוי ומונה את יתרונותיה וחסרונותיה.

עבור שני זרמים נכנסים נגיע למצב שווי משקל ואז יתקיים:

$$F_H (X_1 - X_2) = F_L (Y_2 - Y_1) \qquad (2)$$

כאשר:

F_H - ספיקת הפאזה הכבדה במולים לשעה.

F_L - ספיקת הפאזה הקלה במולים לשעה.

X_1, Y_1 - רכוזי הכניסה.

X_2, Y_2 - רכוזי היציאה.

Sherwood & Pigford (38) מביאים מספר נוסחאות לשימוש בתהליכי מצוי.
במקרה של שני נוזלים בלתי מסיסים רכוזי שווי המשקל של מומס שלישי בכל אחד
מהם מתיחסים האחד לשני ביחס הקרוי מקדם החלוקה.

$$Y = mX \tag{3}$$

כאשר:

Y - רכוז המומס המשותף בפאזה הקלה.

m - מקדם החלוקה.

X - רכוז המומס המשותף בפאזה הכבדה.

מקדם חלוקה זה אנאלוגי לחוק הנרי.
להרבה מערכות m משתנה בחריפות עם שנוי הרכוז.
Hartland (18) מביא משוואת שווי משקל דומה:

$$Y = mX + c \tag{4}$$

כאשר:

Y - הרכוז בפאזה הקלה (G) של המומס המשותף.

X - הרכוז בפאזה הכבדה (L) של המומס המשותף.

c - קבוע.

מקדם המצוי מוגדר אז:

$$J = \frac{mG}{L} \tag{5}$$

כאשר G,L הם קצבי הזרימה של הפאזות בהן רכוז המומס הוא y,x בהתאמה.
ומקדם החלוקה:

$$Q = \frac{Y_{in} - Y(X_{in})}{Y_{out} - Y(X_{in})} \tag{6}$$

כאשר $Y(X_{in})$ הוא הרכוז Y שעשוי היה להיות בשווי משקל עם X_{in} ולפי משואה (4):

$$Y(Xin) = m \cdot X_{in} + c \tag{7}$$

עבור תהליך בעל N_s שלבים:

$$N_s = \ln \left[(1-J) \times Q + J \right] / \ln (1/J) \qquad (8)$$

עבור תהליך דיפרנציאלי בעל N_G יחידות המבוססות על פאזת G:

$$N_G = \frac{K_G \cdot A}{G} = \ln \left[(1-J) \times Q + J \right] / (1-J) \qquad (9)$$

באשר:

K_G הוא מקדם מעבר החומר הכללי מבוסס על G,

ו- A הוא סך שטח פאן הבינויים.

מספר השלבים, N_c, הדרושים לקבלת הפרדה Q_c נתון ע"י:

$$\lambda = \frac{J}{1+J} \qquad (10)$$

כאשר:

$$N_c \ln(1/\lambda) = \ln(Q_c) \qquad (11)$$

ו -

$$Q_c = \frac{Y_{in} - Y(X_{in})}{Y_{out} - Y(X_{in})} \qquad (12)$$

Brian (7) מקבל את הגדרת מקדם החלוקה D:

$$D = \left(\frac{Y}{X}\right) \text{ equilibrium} \qquad (13)$$

מאזן חומר מוליך ל -

$$HX_f = HX_1 + LY_1 \qquad (14)$$

כאשר:

H, L - ספיקת פאזת כבדה, קל

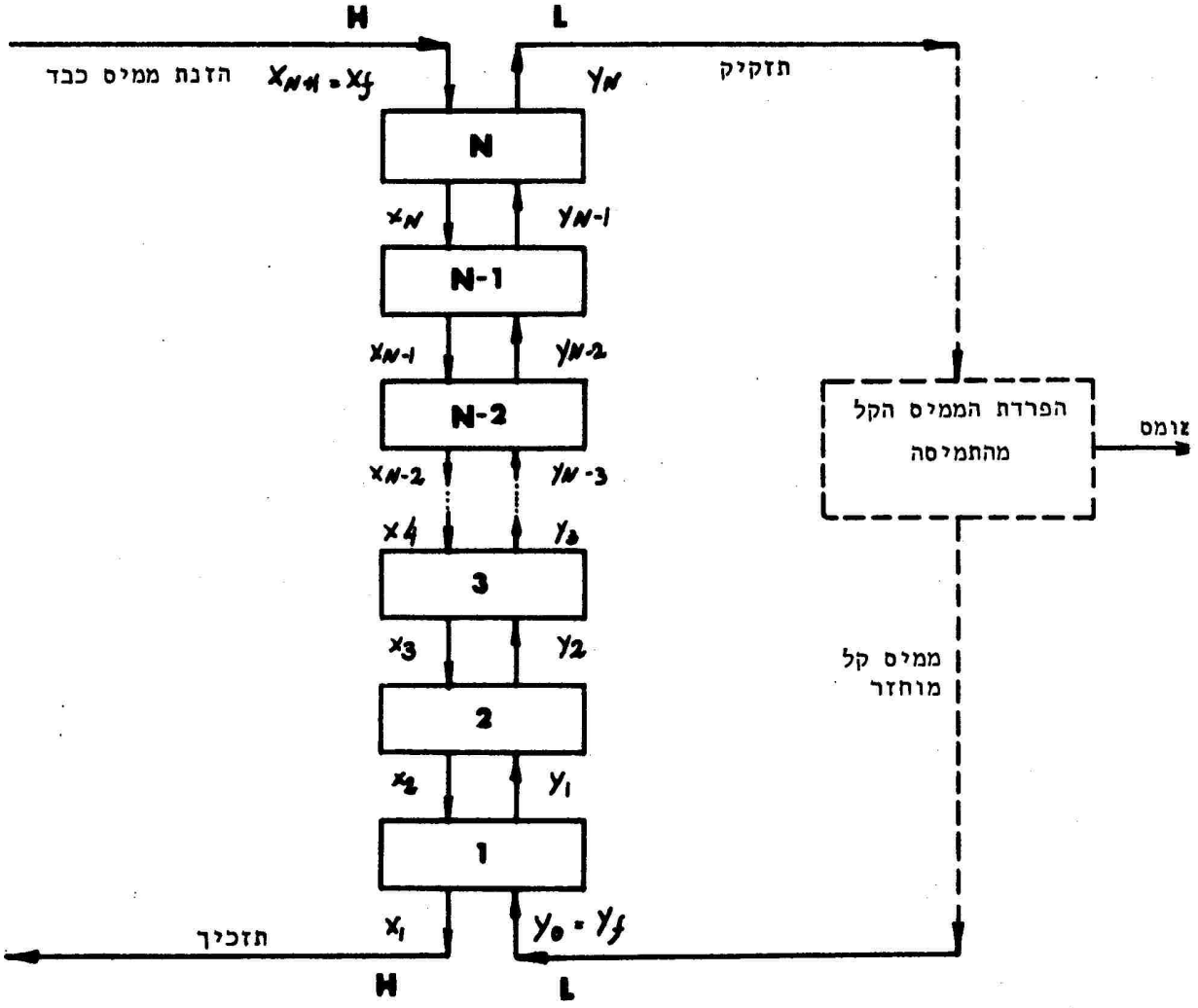
X_f - רכוז הזנה פאזת כבדה.

X_1 - רכוז יציאת פאזת כבדה.

Y_1 - רכוז יציאת פאזת קלה.

כמו כן רכוזי היציאת בשווי משקל, לפי:

$$Y_1 = DX_1 \qquad (15)$$



ציור מס' 2.2 - מערכת מצוי בזרימה נגדית לפי Brian (7).

Figure 2.2 - Counter Current Extraction Battery According to Brian (7)

הצבת משוואה (15) במשוואה (14) נותנת:

$$\frac{X_1}{x_f} = \frac{1}{1 + \frac{LD}{H}} \qquad (16)$$

כאשר הגורם $\frac{LD}{H}$ הוא מקדם המצוי.

אם נגדיר את R בתור שבר החזר המומס בתזקיק (EXTRACT) נתן לכתוב משוואה (16) כאשר E הוא מקדם המצוי:

$$1 - R = \frac{1}{1 + E} \qquad (17)$$

בפתוח משוואות לסוללת מצוי בזרימה נגדית (ראה ציור מס'2.2)מגיע Brian למשוואה המתארת את השלב ה- j:

$$HX_{j+1} + LY_{j-1} = HX_j + LY_j \qquad (18)$$

בהנחה שהזרמים העוזבים, עוזבים בשווי משקל:

$$Y_j = DX_j \qquad (19)$$

או כפי שעשה קודם:

$$X_{j+1} - X_j = E(X_j - X_{j-1}) \qquad (20)$$

(כאשר E הוא מקדם המצוי $E = \frac{LD}{H}$)

סיכום כל המשוואות נותן את הבטוי:

$$X_{j+1} - X_1 = (E + E^2 + \ldots\ldots + E^j)(X_1 - X_0) \qquad (21)$$

כאשר X_0 הוא אותו X דמיוני שעשוי היה להיות בשווי משקל עם Y_0. בצורה כללית ל-N שלבים הוא מביא זאת לצורה:

$$X_f - X_0 = \left(\sum_{i=0}^{N} E^i \right)(X_1 - X_0) \qquad (22)$$

או בצורה של Kremser:

$$\frac{X_1 - X_0}{X_f - X_0} = \frac{1 - E}{1 - E^{N+1}} \qquad (23)$$

נתן להשתמש במשוואה זו גם למערכת בה שוטפים מתמיסה קלה מומס באמצעות שוטף כבד. מאזן החומר יהיה:

$$H\,(X_f - X_1) = L\,(Y_N - Y_0) \qquad (24)$$

ומשתי משוואות אלו נתן לקבל:

$$\frac{Y_N - Y_f}{Y_0 - Y_f} = \frac{1 - \frac{1}{E}}{1 - \frac{1}{E^{N+1}}} \qquad (25)$$

כאשר Y_f מתקבל מהמשוואה:

$$Y_f = DX_f \qquad (26)$$

והוא אך ערך תיאורטי (בדומה ל- X_0 שפגשנו קודם).

משוואות המצוי מהפאזה הקלה (23) או מהפאזה הכבדה (24) הן סימטריות. מקדם המצוי E הנו קנה מידה למידת יכולתו של הזרם הקל למצות מומס מהזרם הכבד. וכך היפוכו 1/E הנו קנה מידה למידת יכולתו של הזרם הכבד למצות מומס מתוך הזרם הקל. במלים אחרות - ככל ש- E גדול יותר גדלה נטייתו של המומס להשטף לראש הסוללה עם הזרם הקל, ולהיפך.

עבור כל ערך של E הגדול מיחידה נראה ממשוואה (23) שככל ש- N הולך לאינסוף, X_1 שואף ל- X_0, זאת אומרת שהזרם הכבד העוזב את המתקן מתקרב לערך שווי המשקל עם זרם הכניסה הקל.

באותה צורה נתן לראות שעבור כל ערך של E הקטן מיחידה, עבור N גדל והולך Y_N שואף ל- Y_f, ובאותה צורה הזרם הקל שואף לרכוז מומס כזה שיהיה בשווי משקל עם הזרם הכבד הנכנס. כמסקנה מכך נתן להצביע שעבור מספר שלבים גדל והולך שווי משקל מושג בראש הסוללה או בתחתיתה, לפי גודלו של E.

עבור המקרה המיוחד בו E=1

$$\frac{X_1 - X_0}{X_f - X_0} = \frac{Y_N - Y_f}{Y_0 - Y_f} = \frac{1}{N + 1} \qquad (27)$$

ובמקרה זה ככל שגדל מספר השלבים הרכב זרמי היציאה מתקרב לשווי משקל האחד עם

השני בראש ובתחתית הסוללה.

Holland (21) מציג שיטות נומריות וגרפיות לפתרון בעיות מצוי נוזל - נוזל. מצוי נוזל - נוזל מתבסס על תכונות התחלקות מומס אחד או יותר בין שני ממיסים ועל אי האידאליות שבהתנהגות התמיסות השונות הנוצרות.

מתוך גישה תרמו-דינאמית הוא מקבל כי:

$$\bar{f}_i^V = \bar{f}_i^L \qquad (28)$$

בתמיסה בשווי משקל משתווה הפוגסיות של רכיב i בחלקיה השונים. ממשוואה זו, תוך שימוש בתרמודינמיקה הקלאסית מתקבל:

$$Y_i = K_i X_i \qquad (29)$$

כאשר K_i מגדיר את מקדמי הפעילות בין שני הזרמים:

$$K_i = \frac{\gamma_i^L}{\gamma_i^V} \qquad (30)$$

Holland מגדיר את הבעיה הנצבת בפני המתכנן כקביעת המוצרים שיתקבלו ממצוי של ממיס בקצב V_{N+1}, הזנה בקצב L_0, מספר שלבים N, הזנות ברכוזים X_{0_i} ו- $y_{N+1,i}$ וכן כשהלחץ והטמפ' בעמוד ידועים.

שלב ראשון בחשובים הוא חשוב מערכת ה- K-ים לעמוד כולל, ומתוך כך מערכת של מקדמי ספיחה:

$$\left(A_{ij}\right)_a = \left(\frac{L_j}{K_{ji}\, V_j}\right)_a \qquad (31)$$

בשלב הבא מחושבות ספיקות הרכיבים $(V_{ij})_{ca}$ מתוך מאזן מסה על כל פלטה.
(תת המציין a - ערך מוערך, ca - מחושב).

בד בבד מתקבלים ערכי הספיקות מתוך היחס:

$$(L_{ji})_{ca} = (A_{ji})_a\, (V_{ji})_{ca} \qquad (32)$$

תוך שימוש בשיטת σ מתקבלים ערכים חדשים - מעודכנים לסך הספיקות וההרכבים (Y_{ji}), (X_{ji}), (L_j), (V_j). ערכים אלו משמשים עתה לחשוב ערכים חדשים למקדמי הפעולות γ_{ji}^L, γ_{ji}^V, שהם פונקציות של Y_{ji} ו- X_{ji} בהתאמה לכל מרכיב על כל פלטה. ערכים מתוקנים אלו למקדמי הפעולות משמשים לחשוב סט חדש של K_{ji}. חוזרים על החישובים עד להתכנסות.

2.1.2 מודלים למצוי

חשיבות רבה נתנת בכל מקרה של בקרת תהליך לבנית מודל מתאים. על אחת כמה וכמה בתהליך כמו מצוי נוזל - נוזל, בו קיים גורם של "זמן מת", המוציא את האפשרות להסתפק במודל פשטני.

בתהליך המצוי נתן להבחין, בכל יחידת מצוי, שני תהליכי משנה:

1) התופעה הפיזיקלית של מצוי מומס מנוזל ע"י נוזל אחר.
2) התנהגות הזרמים והמפלסים במיכלים השונים, המהווים את היחידה על חלקיה.

חשיבות רבה מונחת בעצם התאמת המודל לתהליך. המודל עם כל סיבוכו אינו אלא אידאליזציה של התהליך, ובדרך כלל גם הפשטה שלו במידה רבה; שכן ברגע שסוכמו משוואות המודל והופעלו, הרי כל אותם דברים הקיימים למעשה ושלא הובאו בחשבון במשוואות אלו, הין ביודעין ובין שלא ביודעין מאבדים השפעתם וחשיבותם.

Korchinsky ו- Azimzaden-khataloo (24) מציעים מודל משופר להצגת התהליכים הפיזיקליים בתהליך מצוי נוזל - נוזל. במודל זה חשיבות רבה להשפעת גודל הטיפות. המאמר דן אמנם בעמודי מצוי, אך תהליך המצוי מבחינה פיזיקלית דומה.

עבור הפאזה המפוזרת מקבלים:

$$\ln \frac{Y_{i,n} - Y_{e,n}}{Y_{i,n-} - Y_{e,n}} = - \frac{6K_{0_D,i} Z_n}{V_{d,i} d_i} \qquad (33)$$

כאשר:

Y - שבר משקלי מומס בפאזה המפוזרת.

Y_e - שבר משקלי של מומס בפאזה המפוזרת בשווי משקל עם X .

K_{0_D} - מקדם מעבר מסה כללי על בסיס פאזה מפוזרת.

$V_{d,i}$ - מהירות טיפה בעלת קוטר d_i דרך העמוד.

d_i - קוטר טיפה.

Z_n - גובה השלב.

מפתרונות נומריים בעזרת המודל עולה, כי כצפוי טיפות בעלות קוטר קטן יותר מתקרבות יותר לשווי משקל, בעוד שהגדולות יותר נשארות רחוק ממנו.

Roche (35) מפתח גישה לתכנון מערכת מצוי נוזל - נוזל על מנת לאפשר תחזיר לתזקיק. עבור כל שלב במערכת המצוי הוא מציג 4 משוואות בסיסיות:

(1) תנאי שווי משקל - אחד לכל מרכיב

$$X_{j,i} \delta^{L}_{j,i} - Y_{j,i} \delta^{V}_{j,i} = 0 \qquad (34)$$

Y,X - שבר משקל בפאזות הכבדה והקלה בהתאם.

i - תת מציין לציון מרכיב i.

j - תת מציין לציון שלב j.
L - על מציין לציון פאזה כבדה.
V - על מציין לציון פאזה קלה.
δ - מקדם פעילות.

(2) מאזן מסה על כל מרכיב

$$L_{i-1}X_{j,i-1} - (L_i+R_i)X_{j,i} - (V_i+E_i)Y_{j,i} + V_{i+} Y_{j,i+1} + F_i f_{j,i} = 0 \quad (35)$$

L - שטף הפאזה הכבדה מהשלב הקודם.
V - שטף הפאזה הכבדה מהשלב הבא.
X,Y - רכוזי המומס בפאשה הקלה והכבדה.
R - יציאה צידית של פאזה כבדה.
E - יציאה צידית של פאזה קלה.
F - הזנה צידית של פאזה כבדה.
f - רכוז מומס בהזנה צידית .

(3) מאזן מסה כללי

$$L_{i-1} - (L_i+R_i) - (V_i+E_i) + V_{i+1} + F_i = 0 \quad (36)$$

(4) סכום שברי המשקל בכל פאזה

$$\sum_j X_{j,i} = \sum_j Y_{j,i} = 1 \quad (37)$$

El-Rifai (14) מנתח סוללת מצוי מטפוס בוחש - מפריד, כאשר בתזקיק מתרחשת ריאקציה מסדר ראשון, ערבוב מושלם בבוחש, ומידות שונות של ערבוב בשלב ההפרדה. השפעות הפרמטרים השונים, כמו קצב הריאקציה, מקדם המצוי, זמן שהיה ומספר השלבים, נחקרו.

בפתוח המודל מונחות מספר הנחות:

1) בשלב הערבוב - הבחישה מושלמת, בעוד שבשלב ההפרדה קיימת מידת מה של בחישה - לפי סוג ההפרדה וסוג הנוזלים.
2) בשלב ההפרדה אין מעבר מסה, בעוד שמומס מגיב יחיד עובר בין הפאזות הלא מסיסות לפי משוואת דמוית השווי משקל:

$$Y'_n = fX'_n + d \quad (38)$$

כאשר:

Y'_n - שבר המסה (החומר המגיב) בתזקיק העוזב את השלב ה- .

X'_n - שבר המסה בתזכיך העוזב את שלב .

f - שפוע יחס שווי המשקל.

d - קבוע ביחס שווי המשקל.

3) שנויי נפח וטמפרטורה המתלווים למעבר המומס ולריאקציה הכימית זניחים, כך שזרם התזקיק והתזכיך קבועים לאורך הסוללה כולה.

4) הריאקציה מסדר ראשון קורית בתזכיך בלבד.

מאזן מסה על המתרחש נותן:

$$VY_{n+1} + LX_{n-1} = (Vf + Hf_s + L + kh + hs)\, X'_n \qquad (39)$$

וזאת לאחר הצבת משוואת שווי המשקל וביצוע התמרת לפלס - במשתני סטיה.

V - ספיקת תזקיק (EXTRACT).

L - ספיקת תזכיך (RAFFINAT).

X_{n-1}, Y_{n+1} - רכוז זרמי ההזנה לשלב ה-n.

H - עומד התזקיק בבוחש.

h - עומד התזכיך בבוחש.

k - קבוע מהירות הריאקציה.

אם הפונקציה ההפוכה של התזקיק והתזכיך במפריד הן G_w, G_0 אזי:

$$X'_n = G_w X_n \qquad (40)$$

$$Y'_n = G_0 Y_n = fX'_n \qquad (41)$$

$$Y_n = f(G_w/G_0)\, X_n \qquad (42)$$

ואם מחברים את משוואות 42,40,39 מתקבלת הנוסחה:

$$X_{n+1} - aX_n + gX_{n-1} = 0 \qquad (43)$$

כאשר:

$$a = G_0\,(1 + C + kC\tau_1 + \tau_2 s + CT_1 s) \qquad (44)$$

-1

$$g = C(G_0/G_w) \tag{45}$$

וכן

$$C = L/Vf \tag{46}$$

מערכת משוואות אלו עם תנאי הגבול:

$$X_0 = 0 \tag{47}$$

$$X_{N+1} = (G_0/fG_w)\ Y_i \tag{48}$$

מאפשרות פתרון המערכת לערכים שונים של רכוז זרמי הכניסה.

לגבי ההתנהגות במפריד הונחו שלוש אפשרויות:

(1) שתי הפאזות בחושות לחלוטין;

(2) שתי הפאזות בזרימה בוכנתית;

(3) שתי הפאזות זורמות בזרימת Sinclair, שהיא זרימת ביניים.

2.2 מכניקה של הפרדת דיספרסיות

מאמצים רבים הושקעו בהבנת המתרחש במפריד, כמו ללמוד כיצד לבנותו, להיכן צריך להכניס את זרמי הכניסה ומה צורה יש להלביש למודל שיתאר את המתרחש בו בצורה טובה יותר.

Barnea & Mizrachi (2,3,4,5) וברנע (48) הראו כי הדיספרסיה מורכבת משני אזורי משנה עיקריים; החלק בעל הרכוז הקבוע, והשכבה הצפופה בקרבת חזית המזוג. בניסויים שערכו עקבו אחרי הזרימה במפריד באזורי הדיספרסיה, וגילו כי הזרימה היא במעין ארובה. הזרימה ב"ארובה" זו אינה אלא זרימה בוכנתית מהירה, המביאה את זרם הכניסה לאזור בעל צפיפות דומה לשלו. "ארובה" זו מייצגת את השימוש הלא יעיל בנפח המפריד - כצינור מוליך, מבלי להתיחס לייעודו של המפריד, מה עוד שזרימה אנכית זו גורמת להפרעות בתהליך ההפרדה סביב נתיב הזרימה. אי לכך ממליצים לגרום לכך שההזנה תגיע לאזור הביניים - לאותו אזור בו הצפיפות דומה לצפיפות ההזנה.

בתור מטרה מציבים לעצמם לימוד מעמיק של תהליך ההפרדה, על מנת, בין היתר, להביא לכך שהגישה המקובלת הגורמת לבניית מפרידים גדולים הרבה מגודלם הנחוץ, תדחק, וכי נתן יהיה לתכנן מפריד בגודלו הדרוש, וכך למנוע בזבוז כספים שלא לצורך.

לרכוז ההזנה של הדיספרסיה חשיבות מרובה בתהליכים תעשייתיים. רכוז ההזנה נתן לשליטה ע"י סחרור הזרמים בין הבוחש למפריד.

2.3 דמוי (סימולציה)

חשיבות רבה טמונה בדמוי של המערכת הפיזיקלית בבנית מערכת בקרה למתקן דוגמת סוללת מצוי, מכיוון שלא כל הגדלים נתנים למדידה ישירה בעת התשנותם. דמוי דינאמי של המערכת מאפשר, במידה ונעשה בצורה נכונה, להגיע להבנה טובה של המתרחש במערכת, ולסייע לביצוע הבקרה בצורה טובה יותר, במעקב אמין אחר השינויים החלים.

תפקיד נוסף לדמוי בעת בנית מערכת הבקרה, בבדיקתה ובהרצתה.

בעיה החוזרת ועולה בכל מערכת זרימה היא באיזו מידה זרימה נתנת לאפיון כזרימה בוכנתית בלבד או מעורבלת בלבד, ומתוך כך כיצד מתנהג זמן השהיה של חלקיק במערכת.

Wolf & Reznick (47) לומדים מתוך נתונים נסיוניים כי ההנחה המקובלת בדבר זרימה מעורבלת לחלוטין מחד, או זרימה בוכנתית לחלוטין מאידך, אינה יכולה לתאר לעולם את שקורה באמת במערכת זרימה אמיתית.

זמן השהיה מפולג למערכות אמיתיות בצורה הבאה:

$$F(t) = 1 - \exp\left[-\eta\left(\frac{t-\varepsilon}{\sigma}\right)\right] \qquad \text{כאשר } t \geq \varepsilon \qquad (49)$$

$$F(t) = 0 \qquad \text{כאשר } 0 < t \leq \varepsilon \qquad (50)$$

מתוך בדיקה עולה כי משוואות אלו עונות על הצרכים במקרים של נפחים מתים ו"קצורי דרך", שגיאה בזמן שהיה ממוצע, השהיה בתגובה וכן כל צרוף של הללו לכל מספר שלבים שהוא.

t - זמן.

η - מקדם לחזקה.

ε - פגור הפאזה של המערכת.

σ - זמן שהיה ממוצע.

2.4 השימוש במחשב אנאלוגי לדמוי

בד בבד עם התרחבות הצרכים לדמוי אמין, תפס המחשב האנאלוגי את מקומו ככלי רב עצמה בשטח זה. הרכיבים המרכיבים את המחשב האנאלוגי נותנים אפשרות לייצג משוואות דיפרנציאליות ומתמטיות רגילות בזמן אמיתי או בקנה מידה כל שהוא לרצוננו של הזמן. אי לכך, לאחר בחירת המשוואות המתאימות ליצג את התהליך לא נותר אלא למתוח את החוטים בין הקצוות היחידים המתאימים, ולפנינו דמוי התהליך.

Elgerd (13) מצביע על היתרון הרב שבשימוש במחשב אנאלוגי לצורך דמוי תהליכים:

-- מצבי המעבר נתנים ללא כל בעיות וללא כל תלות בסדר התהליך;
-- אין כל צורך בהפשטה של המשוואות המתמטיות, זאת אומרת מאפשר לנו להביא את כל האספקטים הידועים לנו לכל בטוי בתהליך;
-- מאפשר לנו לעבוד בשיטת הנסיון ותעיה (Trial & Error) בצורה היעילה ביותר;
-- כל החישובים נעשים על כל המשתנים בו זמנית, כלומר אין עכוב של התהליך בגלל החישובים;
-- פועל באותה מהירות על כל סוג תהליך לינארי כלא לינארי, ותלוי רק בצורה בה משתמשים ברכיבים ובסוגם;
-- פשוט לתכנות;
-- מבצע אינטגרציות ללא בעיות;
-- שינוי הפרמטרים נתן ב"סבוב כפתור", דבר המקנה לו כוח רב באנאליזה של מערכות;
-- נתן לקבל ממנו פלט על גבי סוגי מכשור רבים בצורה נוחה וקריאה;
-- שגיאה בתכנות אינה גורמת בהכרח כשלון מוחלט;
-- מחירו נמוך;

לעומת זאת הוא מציין את חסרונותיו:

-- יש הכרח בהתאמת סדרי גודל;
-- הדיוק מוגבל;
-- אין זכרון;

Elgerd גם מצביע על השימוש במחשבים משולבים - היברידיים ספרתיים - אנאלוגיים, וזאת על מנת לשלב את יתרונותיהם של שני סוגי המחשבים האנאלוגיים שהזכרנו בתוספת יתרונותיו של המחשב הספרתי:

-- מהירות ודיוק;
-- יכולת חישובית;
-- זכרון;
-- יכולת להחלטות לוגיות;

Korn (25) מכנה את המחשב האנאלוגי "מודל מתמטי חי". השיתוף בין המחשב האנאלוגי לספרתי מקנה למחשב האנאלוגי זכרון, פקוח אוטומטי של התכניות, פעולות חשבוניות למחשב האנאלוגי והגדלת מהירות הביצוע והאמינות בשני סדרי גודל.

Buis (8) בנה מערכת היברידית על מנת ללמוד את יחסי הגומלין של גורמי המערכת הרבים. בנית מערכת היברידית מגדילה את הנתנות הדמוי של התהליך. לדעת המחבר מערכת היברידית היא דרך להרחבת התקשורת אדם - מכונה ומהירות החישובים שלו.

קיימות צורות רבות לביצוע הדמוי על מחשבים ספרתיים, החל משימוש בשפות תכנות מקובלות, וכלה בשפות מיוחדות, כמו CSMP וה- GPSS.

Eimutis (12) מצביע על היתרון העצום הטמון בשימוש בAPL לצרכי דמוי, במקרים מסוימים, בהשוואה עם שפות הדמוי המקובלות. זאת מכמה סיבות: ל-APL מבחר עשיר של פעולות פרימיטיביות הפועלות, ללא כל שינויים שהם מצד המשתמש על סקלרים, וקטורים אן מערכים מסדר גבוה. הכתיבה קומפקטית ואפשרויות המעקב נרחבות, דבר המקטין את זמן העבודה על פתוח תכנית (בהשוואה ל-FORTRAN - פי 10).

חסרונה הבולט של ה- APL הוא בעובדת היותה אינטרפרטר - כלומר, התכנית אינה מתורגמת לשפת מכונה, כי אם כל משפט מתורגם בבוא תורו להתבצע. דבר זה הופך את ה- APL לשפה שאינה מתאימה לתכניות גדולות אשר יש לחזור לעתים קרובות על הרצתן.

McAvoy (31) מציג מערכת דמוי היברידית לבקרה אופטימלית של מיכל בחוש. בנוסף לבעיות הבקרה עזר הדמוי לקבל ערכים הגיוניים למספר ערכים שלא נתן היה למדוד ישירות בתהליך. החלק האנאלוגי עזר ליישום הבקרה בדמוי של התהליך וכן בחלק הנסיוני - מעשי.

Oliver, Seborg & Fisher (34) מצביעים על כך כי בעת הכנת תכנית מחשב לבקרה, השימוש במערכת היברידית מקנה מספר יתרונות על פני השימוש במערכת דמוי ספרתית בלבד או מערכת דמוי אנאלוגית בלבד. המערכת האנאלוגית מהווה ייצוג מוחשי יותר של התמונה האמיתית, מאחר והמחשב האנאלוגי מייצג את התהליך הרציף, בעוד שהמחשב הספרתי מהווה הלכה למעשה את המחשב המבקר את התהליך האמיתי. רוב הבעיות הנובעות מהיפוך אותות אנאלוגיים לספרתיים ולהיפך (מתהליכי הדגימה וכו') שנתקל בהן בעת העבודה במערכת האמיתית, קיימים גם כאן. בנוסף לזאת - אם נתן להשתמש באותה שפת תכנות לשתי המערכות, ההיברידית והאמיתית, הרי נתן לקצר את זמן הכנת תכניות הבקרה.

במהלך עבודה זו ננקטה שיטה דומה לזו שהציגו Oliver et al לפתוח ובדיקת תכניות הבקרה.

2. בקרת תהליכים ספרתית

התפתחות המחשב הספרתי, המחשבים הקטנים וכל הציוד ההיקפי (ובמיוחד מתמירי האותות מאנאלוגיים לספרתיים ולהיפך), הפכו את המחשב הספרתי למכשיר רב עצמה בבקרת תהליכים.

המחשב הספרתי נתן אפשרות לבנות דמיונים (סימולטורים) בכל רמת סיבוך רצויה, ולהביא במהלך הבקרה שיקולים רבים כרצון המתכנן.

עם אימוץ המחשב הספרתי לבקרה, נוצר צורך לפתח את הרקע המתמטי, שכן קודם לכן, בבקרה האנאלוגית, טופל באותות רציפים, בעוד שכעת הופעלו מושגים כגון: דגימה, קצב דגימה, רעשים, סינון, שחזור אותות וכו'. חשוב לציין שתאוריות אלו פותחו במסגרת כוללת יותר של בעיות תקשורת, שהמדע צריך היה לתת עליהן את הדעת.

שני נושאים נרחבים בבקרה ספרתית שנשארו מחוץ לתחום עבודה זו הם: הבקרה האופטימלית (Optimal Control) והבקרה המתעדכנת (Adaptiv Control).

Luyben (29) מחלק את הבקרה בעזרת מחשבים לשני סוגים עיקריים:

1) <u>בקרת פקוח</u> - בה קורא המחשב בעזרת מחושים (Sensors) את משתני הפלט של המתקן. בקרים אנאלוגיים שולטים על המשתנים השולטים, כאשר ה- Set-Points של הבקרים האנאלוגיים נקבעים ע"י המחשב.

2) <u>בקרה ישירה</u> - בה כל חישובי הבקרה נעשים במחשב, פלט המחשב נעשה ישירות לאלמנטי הבקרה הסופיים (בד"כ לשסתומים).

Luyben מצביע על כך שאופי התהליך קובע את קצב הדגימה הדרוש.

Smith (41) מצביע על השימוש הגובר במחשבים לבקרה ישירה, ועל כך כי בד"כ משתמשים בתרגום של בקר PID מצורה רצופה לצורה בדידה. הגודל המבוקר נדגם בתדירות הדרושה, על מנת לאפשר בקרה יעילה. Smith נותן דעתו גם על בעית קצב הדגימה, ומצביע על כך כי הרצון לדגום יותר מתעלם מתאורית הדגימה (משפט Shanon), הטוענת כי תדירות הדגימה תהיה $\omega_s \geq 2\omega_c$, כאשר ω_c היא התדירות הגבוהה ביותר במערכת. דגימה בתדירות הנכונה גורמת לרעשים שתדירותם גבוהה יותר להיעלם, בעוד שדגימה בתדירות גבוהה מדי גורמת לרעשים אלו להופיע, וכן צורכת זמן מחשב יקר.

Smith מסכם את הדיון בתכנון בקרים ספרתיים למקרה הכללי של תהליך עם שהיה, שעקרו שערוך הפרמטרים של התהליך בבחינה דינאמית או בכל צורה אחרת.

Smith מבחין בין בקרה ספרתית ישירה (D.D.C. - Direct Digital Control) לבין בקרת פקוח (Supervisory Control).

את בקרת הפקוח - בה שולט המחשב הספרתי על ה- S.P. של בקרים אנאלוגיים השולטים על התהליך - הוא מחלק לשלושה סוגים:

<u>פיזיקלי</u> - המבוסס על היחסים המתמטיים של המשתנים השונים.

<u>פרוצדורלי</u> - בא לענות על אותם מקרים בהם אין ביכולתנו להביע את כל שקורה

בעזרת המשוואות המתמטיות.

כלכלי - שמביא בחשבון גורמים כלכליים יותר מאשר גורמי תהליך.

הבקרה הספרתית הישירה בה שולט המחשב ישירות על התהליך נעשית בעזרת אלגוריתמים המיוחדים לבקרה ספרתית.

Nisenfeld (33) מציג את הגישה של הכנסת בקרת מחשב למתקן מוכל. בתור דוגמה הוא מביא יחידה לחילוף חום מזרמי תהליך שצריכים להתקרר, וזאת בשים לב למחיר הדלק הדרוש לחימום הזרמים ובעיות האקולוגיה המתלוות לשפכים חמים. לעומת זאת יש בעיות בנתנות לבקרה של התהליך בגלל פעולות גומלין בין חלקיו השונים של המתקן. הכנסת מחשב לבקרת התהליך מסיעת להתגבר על הבעיות. אחת הבעיות של מערכת בקרה מעין זו היא הצורך לכוונן אותה תוך כדי פעולתה, ללא התערבות המפעיל.

Nisenfeld מראה את אופן השימוש במטריצת ההגברים. הוא מציג את משוואות המערכת במונחים של משתנים מבוקרים ומשתנים מבקרים. בצורה כזו משתנה חפשי בחוג אחד עשוי להיות משתנה תלוי בחוג שני. המרוכבות הרבה של המערכת נפתרת בקלות ע"י הכנסת מחשב On-Line, המבצע כוונונים של המערכת תוך כדי עבודתה.

שימוש במערכת בקרה כזו חוסך בציוד חילוף חום, ובד"כ מכסה את ההשקעה הנוספת בציוד בקרה, כגון המחשב עצמו.

2.6 בקרת תהליכים רבי משתנים

תהליכים תעשייתיים משופעים במשתני תהליך, ורצונו של המתכנן להיה בד"כ לשלוט על יותר מאשר על אחד מהם. כל אחד מהמשתנים הנ"ל לא מצוי במרחב משלו. שינוי באחד המשתנים יגרור בהכרח השפעות גומלין על המשתנים האחרים, וזאת לא תמיד לרצון המתכנן.

חקירה מוקדמת של התהליך ומרכיביו יכולה לתת בידי המתכנן כמות מידע גדולה, לצורך תכנון יעיל של צורת הבקרה ואופיה עוד בטרם נגש לעבודה המעשית ממש.

McGinnis & Wood (32) מביאים מערכת תזקיק בינארית בתור מקרה מעשי של מערכת רבת משתנים בעלי צמוד. המודל מציג את מצב תחתית וראש העמוד, כאשר ההתייחסות היא לאנטלפיות הזרמים. בקרת המערכת נעשית תוך שימת דגש על צמצום החישובים למינימום האפשרי. המחברים מצביעים על יכולתם לבצע בקרת מערכת בצעד אחד למצב הרצוי להם.

את מודל המערכת הם מסכמים במשוואה:

$$x(k+1) = Ax(k) + Bu(k) + Dd(k) \qquad (51)$$

כאשר:

x - וקטור המצב.
A - מטריצת המעבר.
B - מטריצת מקדמי הבקרה.
D - מטריצת מקדמי ההפרעה.
u - וקטור הבקרה.
d - וקטור ההפרעה.

אם מציבים:

$$x(k+1) = x_s \tag{52}$$

כאשר x_s הוא וקטור המצב הרצוי, מתקבל:

$$u(k) = K_{FB}x(k) + K_{FF}\,d(k) + K_{SP}x_s \tag{53}$$

כאשר:

$$K_{FB} = -\left(B^TB\right)^{-1}B^TA \tag{54}$$ מטריצת בקרת המשוב

$$K_{FF} = -\left(B^TB\right)^{-1}B^TD \tag{55}$$ מטריצת הבקרה המקדימה

$$K_{SP} = \left(B^TB\right)^{-1}B^T \tag{56}$$

כותבי המאמר מצביעים על העובדה שהשימוש בבקרה המקדימה הקטין את ה-Offset.

Shinskey בספרו (39) ממליץ לאפשר משתנה נשלט אחד לפחות לכל משתנה מבוקר. אם מספר המשתנים המבוקרים עולה על מספר הנתנים לשליטה, יש לחלקם בין האחרונים על בסיס הגיוני, לעומת זאת, כאשר מספר המשתנים הנשלטים עולה על המבוקרים, נתן להגיע לשליטה מושלמת.

מטריצת ההגבר מוצגת ע"י Smith (41) כמטריצת הנגזרות החלקיות של משתני המצב כפונקציה של משתני העומס, וזו מציגה את השפעות הגומלין בין הגורמים השונים בתהליך. לפי מטריצת ההגבר נתן להבחין אזה מהמשתנים הנשלטים משפיע יותר על איזה משתנה מבוקר, ולזווג כך ביניהם או להפרידם.

הבעיתיות של בקרת תהליכים רבי משתנים מתוארת כהשפעות הגומלין שבשינויים החלים על אחד ממשתני הכניסה,על מספר משתני הפלט של התהליך. לכן שימוש בבקרת משוב רגילה אינה מספקת בד"כ. על מנת להתגבר על הבעיה מחברים בין התהליך לבין הבקרים יחידת הפרדה (Decoupler) המאפשרת לבטל את ההשפעות הלא רצויות. יחידת

ההפרדה מתוכננת כך שמטריצת ההגבר המוכפלת במטריצת יחידת ההפרדה תתן מטריצה אלכסונית:

$$\underline{\underline{D}} = \underline{\underline{M}}^{-1} \begin{pmatrix} k & & 0 \\ & \ddots & \\ 0 & & k_n \end{pmatrix} \qquad (57)$$

כאשר:

D - תבנית יחידת המעבר.

M - תבנית התהליך.

$k_1,\ldots k_n$ - ההגבר הנותר.

2.7 אלגוריתמים לבקרה ע"י מחשב

עם התפתחות השימוש במחשבים ספרתיים לצרכי בקרה, ברור היה כי הבקרים המקובלים לבקרת תהליכים ספציפיים אינם יכולים להיות טובים, כמות שהם, לשימוש בתהליכים ספרתיים, השונים במהותם מחד; ואילו המחשבים הספרתיים הגיעו מרחב חדש של פעילות, שתאפשר פתוח אלגוריתמים שלא היו בעלי מובן קודם לכן - מאידך.

חוקרים שונים פתחו גישות שונות ומקוריות על מנת לאפשר עבודה יעילה יותר במחשבים לבקרת תהליכים.

Luyben (29) מצביע על דרך לקבלת משוואות הפרשים סופיים, המקרבות מכשיר רציף ע"י לקיחת פונקצית התמסורת הרצופה $G_{(s)}$ וביטוייה בעזרת S^{-1}. אז מציבים את הקרובים ל-S^{-1}.

Smith (41) דן בשתי גישות מקובלות לפתוח אלגוריתמים לבקרה: האחת תוך שימוש בטרנספורמצית z., ואז דרוש מודל התהליך, והשניה - תוך שימוש באלגוריתמים מקובלים, כמו PID.

השימוש בטרנספורמציות z מקובל רק במקרים בהם קיימות בעיות של זמן מת ניכר.

הכוונה בפיתוח אלגוריתם לבקרה היא לקבל פעולת חוג נתנת לשליטה.

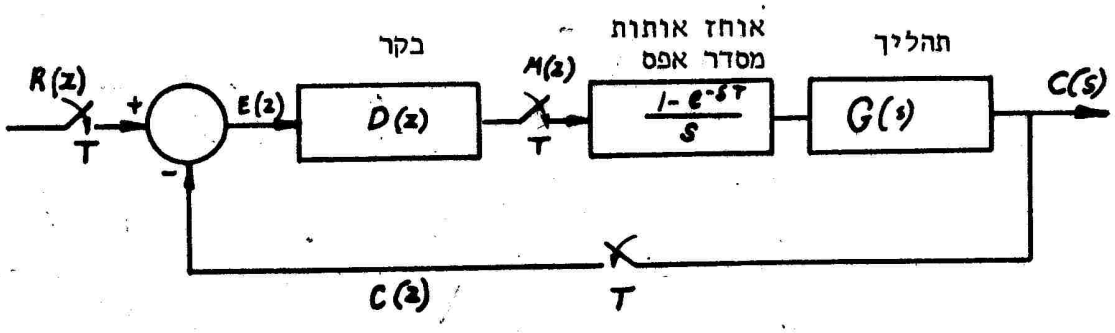
החוג המתואר בציור 2.3 נתן לתאור במשוואה הבאה:

$$C(z) = HG(z)D(z)\left[R(z) - C(z)\right] \qquad (58)$$

כאשר

$$HG(z) = z\left[\frac{1 - e^{-sT}}{s} \cdot G(s)\right] \qquad (59)$$

היא פונקצית התמסורת לפולסים של התהליך.



ציור מס' 2.3 - תהליך מבוקר ספרתית אפיני (מתוך Smith (41)).

Figure 2.3 - Digital Controlled Process Acc. to Smith (41).

על מנת לתכנן D(z) יש לפתח את הביטוי HG(z) בצורה כלשהיא. לאחר פתוח הנעלמים בנוסחה (58) הם D(z) ו- C(z)/R(z). אם ביצוע החוג יכול לאפין את C(z)/R(z) אזי נוסחה (58) נתנת לפתרון עבור D(z):

$$D(z) = \frac{1}{HG(z)} \cdot \frac{C(z)/R(z)}{1 - C(z)/R(z)} \qquad (60)$$

אלגוריתמים מסוג זה שמתעכב עליהם Smith הם:

1) Deadbeat.
2) Dahlin's.
3) Kalman's.

הדרישה מאלגוריתם Deadbeat היא ל-

א) זמן רגיעה סופי;

ב) זמן תגובה (Rise-Time) מינימלי;

ג) שגיאת המצב העמיד - אפס.

כאן כמו במצב העמיד קובעים את היחס C(z)/R(z), והצבתו לביטוי שקבלנו קודם (נוסחה (60) תתן לנו את אפין הבקר.

אלגוריתם בקרה זה יוכל לתפקד רק אם הזמן המת בתהליך לא יעלה על זמן הדגימה.

מאחר והדרישה להתיצבות תוך פרק דגימה אחד מ- S.P. ישן ל- S.P. חדש היא חריפה למדי לרוב התהליכים התעשייתיים, הבעיה אינה בשיטת התכנון, אלא בבחירת הביטוי ל- C(z)/R(z). Dahlin הציע להתגבר על הבעיה בכך שהחוג הסגור יתנהג כרציף עם זמן מת מסדר ראשון. לתהליך כזה התגובה לשינוי מדרגה ב- S.P. תהיה:

$$C(z) = \frac{e^{-\theta s}}{\lambda s + 1} \cdot \frac{1}{s} \qquad (61)$$

כאשר λ הוא קבוע הזמן לתגובה של החוג הסגור. בתהליך בדיד נקבל:

$$C(z) = \frac{(1 - e^{T/\lambda})\, z^{-N-1}}{(1-z^{-1})(1-e^{-T/\lambda}z^{-1})} \qquad (62)$$

כאשר N הוא השלם הקרוב ביותר לזמני הדגימה ב-λ.

נתן לראות את λ כגורם כוונון. ערכי λ קטנים נותנים בקרה הדוקה, ואילו ערכי λ גדולים נותנים בקרה רפויה.

האלגוריתם המוצג ע"י Smith בשם Kalman דואג במקום ל-$C(z)/R(z)$ ל-$M(z)$ ול-$C(z)$. (ראה ציור מס' 2.3).

שימוש באלגוריתמים הרגילים אינו מצריך ידיעה של תלות התמסורת של התהליך וביצועי החוג הסגור. התגובה הרצויה נתנת לכוונון ע"י שינוי הפרמטרים השונים של האלגוריתמים.

האלגוריתם הנפוץ ביותר הוא ה- PID או פישוטו, ה- PI. אלגוריתם זה נתן ע"י החלפת פעולת האינטגרל בסכימה ופעולת הגזירה במנות של הפרשים. אם ננקוט אינטגרציה מלבנית, נקבל:

$$m_n = K_c \left(e_n + \frac{T}{T_i} \sum_{k=0}^{n} e_k + \frac{T_d}{T} (e_n - e_{n-1}) \right) + M_R \qquad (63)$$

כאשר:

K_c - ההגבר היחסי.

T_i - זמן האינטגרציה.

T_d - זמן הגזירה.

e_n - השגיאה מה- S.P. בזמן n.

M_R - מצב התחלתי של השסתום.

נתן לכתוב ביטוי דומה עבור m_{n-1} ואם נגדיר:

$$\Delta m = m_n - m_{n-1} = K_c \left((e_n - e_{n-1}) + \frac{T}{T_i} e_n + \frac{T_d}{T} (e_n - 2e_{n-1} + e_{n-2}) \right) \qquad (64)$$

נוסחה זו נוחה לשימוש כיון שאין בה כל חשיבות למצבו הקודם של השסתום.

נתן לפתח את האלגוריתם בשימוש באינטגרציה טרפזית, דבר שיתן:

$$m_n = K_c \left(e_n + \frac{T}{T_i} \sum_{k=0}^{n} \frac{(e_k + e_{k-1})}{2} + \frac{T_d}{T} (e_n - e_{n-1}) \right) \qquad (65)$$

$$\Delta m_n = K_c \left(e_n - e_{n-1} + \frac{T}{2T_i} (e_n + e_{n-1}) + \frac{T_d}{T} (e_n - 2e_{n-1} + e_{n-2}) \right) \qquad (66)$$

האלגוריתמים השונים שהובאו עד כאן מיועדים מטבעם לבקרת משוב (Feedback Control), אך דוקא המחשב הספרתי מאפשר לפתח גישות מעט שונות מהגישה הישנה של בקרת משוב.

Luyben (29) מציין שתפקידה הבסיסי של הבקרה המקדימה הוא לאבחן הפרעות עם הופעתן בתהליך, ולבצע תיקונים במשתנים הנשלטים כך שתפוקת התהליך תחזק בערכה הקבוע. זאת מבלי להמתין עד שההפרעה תשפיע על תפוקת התהליך. אם יש אפשרות לאבחן את ההפרעה טרם כניסתה לתהליך - הרי שזה הגיוני לנקוט מיד פעולות לביטולה.

במהלך הדיון בבעיה מראה Luyben גם דרך לשילוב בקרה מקדימה עם בקרת משוב.

Shinskey (39) טוען שעבור תהליך קשה לבקרה ורגיש לשינויים ב- S.P. וב- Load, בקרת משוב (Feedback Control) לא תענה על הצרכים מהסיבות הבאות:

1) אופי בקרת משוב מחייב קיום שגיאה ברת מדידה. במצב עמוד יציאת הבקר פרופורציונית לעומס. סך השינוי ביציאת הבקר הוא פונקציה של אינטגרצית השגיאה.

$$\Delta m = \frac{100}{PR} \int e \, dt \qquad (67)$$

כאשר:

Δm - השינוי ביציאת הבקר.

PR - מקדם יחסי.

e - השגיאה יחסית ל- Set Point.

כל צרוף של תחום רחב ו- Reset ארוך, שהם אפיני תהליכים "קשים", גורם לשגיאה חמורה ליחידת שינוי בעומס, וזה מסביר מדוע תהליכים "קשים" רגישים להפרעות.

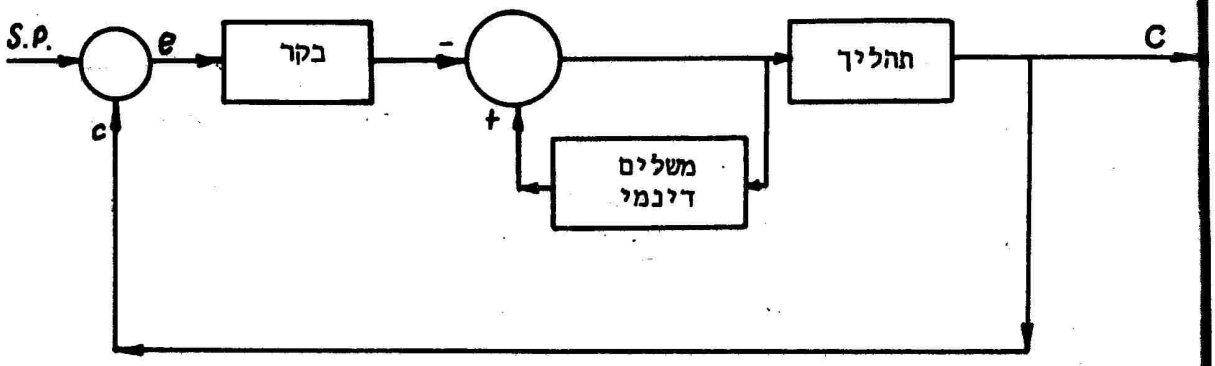
2) בקר המשוב אינו "יודע" מה צריך להיות הפלט שלו עבור כל תנאי. בעית הבקרה נפתרת שם ע"י ניסוי ותעיה (Trial & Error), כאשר מקרי תנודה אינם נפתרים מאליהם.

3) כל מערכת משוב היא בעלת זמן מחזור אפיני. במידה והפרעה מחזורית פועלת על המערכת בפרקי זמן הקצרים משלוש פעמים זמן המחזור האפיני של המערכת, הרי מערכת כזו אינה בעלת סיכוי כלשהוא לייצוב.

Shinskey מציע לפתור מקרה כזה בעזרת בקרה מקדימה (Feed Forward). בבקרה מקדימה מחושב פלט הבקר כך שיתאים לתנאים המיוחדים השוררים באותו רגע. כל הפרעה המתרחשת במערכת גוררת אחריה מיידית תגובת לביטול ההפרעה. לבקרה מקדימה היכולת התיאורטית לספק בקרה מושלמת. רמת השלמות תלויה בדיוק המדידות והחישובים המקדימים.

מערכת הבקרה מכילה, למעשה, מודל של המערכת.

Shinskey מראה גם בקרת משוב משלים (Complementary Feed-back). (ראה ציור מס' 2.4).



ציור מס' 2.4 - בקרת משוב משלים (עפ"י (Shinskey (39).

Figure 2.4 - Complementary Feed-Back Control (Acc. to Shinskey (39)).

הבקר משלים את הדינאמיקה של התהליך.

אות השגיאה e נכנס לבקר, הגורם לאות מתאים, על מנת לבטל את השגיאה ב-c. בד בבד מושב חיובית דרך המשוב השלילי. יציאת הבקר תשאר בערכה כאשר היא מותאמת להקטנת השגיאה לאפס.

לבקר המשלים מודל של התהליך, בעזרתו הוא מקבל את האות המתאים. תכונת מערכת כזו היא שהיא מתייצבת במהירות ללא מעתק.

כוונון אלגוריתמים לבקרה

קיימות מספר שיטות לכוונון אלגוריתמים לבקרת משוב. מידת התאמתה של מערכת בקרה לתפקידה נמדד בעת תפעולה. בד"כ רוצים להגיע לייצוב אחרי הפרעה עד כמה שיותר מהר, בפחות תנודות סביב נקודת הייצוב החדשה, או כל הגדרה אחרת לרצון המתכנן.

Smith (41) עוסק בכוונון האלגוריתם ובחירת זמן דגימה, כחלק מכוונון האלגוריתם.

כוונון אלגוריתם לבקרה ספרתית מקביל, מבחינת הפעילות, לכוונון בקר אנאלוגי רגיל:

1) קרוב התהליך ע"י מודל פשוט;
2) בחירת הקבועים הגורמים לתהליך להתנהג כרצוי;
3) יישום ערכים אלו לתהליך המקורי.

מזכירים שלושה מדדים לטיבה של הבקרה:

1) אינטגרל של רבוע השגיאה (Integral of the Square Error).

$$ISE = \int_0^\infty \left[e(t)\right]^2 dt \qquad (68)$$

2) אינטגרל של השגיאה המוחלטת (Integral of the Absolute Error)

$$IAE = \int_0^\infty |e(t)| \; dt \qquad (69)$$

3) אינטגרל הזמן מוכפל בשגיאה המוחלטת

(Integral of the Time multiplied by the Absolute value of Error)

$$ITAE = \int_0^\infty t|e(t)| \; dt \qquad (70)$$

כוונון האלגוריתם אינו אלא מינימיזציה של אחד הקריטריונים הנ"ל. ההבדל העקרי בכוונון האלגוריתם לבקרה ספרתית מאלגוריתמים מקבילים לבקרה רצופה הוא בפרמטר הנוסף המופיע באלו הראשונים - זמן הדגימה.

טכניקת הכוונון של בקר רציף מתבססת על יחוס הגבר החוג ליחס של זמן האינטגרציה לקבוע הזמן $\left(\frac{T_i}{\tau}\right)$, ויחס זמן הגזירה לקבוע הזמן $\left(\frac{T_d}{\tau}\right)$ ליחס שבין הזמן המת לקבוע הזמן $\left(\frac{\theta}{\tau}\right)$. אם נתן לייצג את תהליך הדגימה והחזק הנתונים (Sample & Hold) ע"י זמן מת, השווה למחצית זמן הדגימה, נתן להשתמש בטכניקת הכוונון לבקרים רצופים ע"י שימוש ב- $(\theta + \frac{T}{2})$ במקום ב-θ.

מודגש כאן כי אין בקר שכוונן לשינויי Set-Point מתאים באותה מידה לשינויי עומס. פתרון מקובל לזאת נתן ע"י שמירה על שני מערכי נתוני כוונון לכל אחד מהמקרים, ושימוש בהם לפי הצורך.

Koppel (23) מציג את אפשרויות התכנון הגלומות בדיאגרמת Bode לצורך עבודה במערכת יציבה. הוספת הבקרה למערכת קיימת דורשת לגרום לכך שהמערכת המבוקרת תהיה יציבה, וזאת לפי אמת המידה של Bode - "מערכת איננה יציבה אם עם תגובת התדירות של החוג הפתוח עולה יחס המשרעת (AR) על ערך יחידה בתדירות בה פיגור הפאזה הוא 180^0". על מנת להשיג את הדרישות הנ"ל הוא מגדיר שני מושגים: שולי ההגבר ושולי הפאזה. הדרישה שהוא מציב היא ששולי ההגבר יהיו גדולים מ- 1.7, וכי שולי הפאזה יהיו גדולים מ-30^0.

מושגים אלו משמשים בבחירת מקדמי הבקרים המקובלים מסוג P, PI, PID. השיטה המקובלת ביותר לבחירה ראשונית של מקדמי הבקר היא שיטת Zigler - Nicols, אך שיטה זו אינה מתיימרת לתת את הערכים הטובים ביותר, כי אם את הערכים הראשוניים אותם יהא צורך להתאים לאחר מכן בתהליך.

גישה מעשית יותר לבעית הכוונון נמצאת אצל Luyben (29), הפותח במספר כללי אצבע - "But they are not to be taken as gospel".

עבור חוגי ספיקה משמשים בד"כ בקרים מסוג PI בערכי פס יחסי (Proportional Band) רחב, זאת אומרת בהגבר נמוך, על מנת להקטין את השפעות הרעשים של הזרימה בגלל הטורבולנטיות. ערך נמוך של מקדם האינטגרציה ($\tau_i = \frac{0.1 \text{ min}}{\text{repeat}}$) משמש לקבלת מעקב מהיר וצמוד אחרי שינויים ב- S.P.

עבור חוגי בקרת מפלס אין חשיבות לערך מספרי מסויים, ובד"כ מספיק תחום מסויים, ולכן משתמשים בד"כ בבקרים יחסיים לצורך זה, כאשר מכוונים אותם לפתוח או סגור, לפי מצב המפלס.

חוגי בקרת לחץ מאופיינים לעיתים כהדוקים, צמודים כמו חוגי ספיקה, או כאיטיים, כגון חוגי מפלס.

חוגי בקרת טמפרטורה איטיים מטבעם, בגלל השהייה במחושים. PID בד"כ בשימוש. הפס היחסי הוא בינוני, ז"א בין 100 - 50. מקדם האינטגרציה דומה לזה של התהליך; ככל שהתהליך מהיר יותר - τ_i קטן יותר. זמן הגזירה נלקח בד"כ כ-¼ מקבוע הזמן של התהליך (ראה Zigler Nicols!!!).

את כוונון הבקר המעשי הוא מסכם בשלבים הבאים:

1) הצב τ_i מכסימלי, τ_d מינימלי.
2) הצב PB (Proportional Band) בערך גבוה, כגון 200.
3) העבר את הבקר לפעולה אוטומטית.
4) בצע שינוי מה ב- Set-Point או בעומס וצפה בשינויים במשתנה המבוקר. ההגבר נמוך, לכן התגובה תהיה כמעט ולא נכרת.
5) חלק את PB בשניים, ז"א הכפל את ההגבר ובצע שינוי נוסף ב- Set-Point או בעומס.
6) חזור על שלב 5 עד לקבלת תהליך מאד לא מרוסן ומתנודד.
7) הכפל את PB בשניים (חלק את ההגבר בשניים).
8) התחל להוריד את τ_i בגורמים של שניים.
9) המשך ב- (8) עד לקבלת תהליך לא מרוסן ומתנודד. הכפל ערך זה של τ_i בשניים.
10) התחל להגביר את τ_d עד לקבלת תגובה מרעשי התהליך.
11) הצב את τ_d במחצית ערכו הנ"ל.
12) הפחת את PB בצעדים של 10% עד לקבלת התנהגות רצויה.

Shonta (40) דן בבעיית בקרה של מפלס במיכל ומציג פתרון למערכת כזו בעלת זמן מת. בתור צעד ראשון הוא דורש להבטיח מאזן חומר בין היחידות השונות המשתתפות בתהליך. Shonta מציע לפתור את הבעיה שהציג ע"י אלגוריתם המבצע תיקוני מפלס יחסיים לקצב השינויים בו, מעבר לגבולות קיצוניים אשר ביניהם אין הבקרה מתערבת. גישה שונה במעט היא שימוש בבקרה יחסית בלבד - השומרת את המפלס בתחום מסויים ולא בנקודה מסוימת, וזאת מאחר ואין לנקודה המדוייקת של המפלס חשיבות רבה כל כך. (ראה Luyben (29)).

Smith, Corripio & Martin (42) מנסים להצביע על דרך פשוטה למדי, על מנת לבצע כוונון של אלגוריתם לבקרה.

בתור שלב ראשון יש לפתח את מודל התהליך, שפלט הבקר יהיה הפלט שלו. תכנון הבקר אינו אלא תכנון יחידה שתגרום למעגל השלם לבצע פעולה כרצוננו.

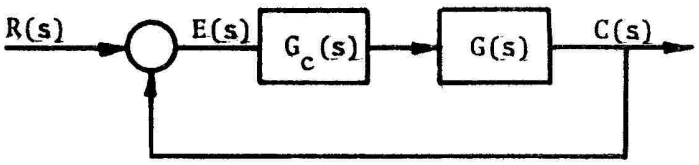
אם נתן לייצג את התהליך ע"י משוואות מסדר נמוך, נתן לחסוך את העבודה עם שרטוט מקום השרשים ו/או תגובות התדירות.

אם נניח מבנה פשוט, כגון המוצג בציור מס'2.5, תהיה פונקצית התמסורת של החוג הסגור:

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{G_c(s)\, G(s)}{1 + G_c(s)\, G(s)} \qquad (71)$$

ואז נוכל לפתור בפשטות עבור $G_c(s)$:

$$G_c(s) = \frac{1}{G(s)} \left(\frac{C(s)/R(s)}{1 - C(s)/R(s)} \right) \qquad (72)$$



<u>ציור מס' 2.5</u> - מערכת בקרת משוב אפינית.

<u>Figure 2.5</u> - A typical feed-back control system.

יש להזהר בתהליך זה לא לכלול במערכת חלקים שאינם נתנים למימוש, כגון זמן מת או גזירה טהורה.

בסיכום המחברים מצביעים על כך שעל מנת לבצע תכנון בקר בשיטה זו, אין אלא לדעת את משוואת התמסורת של החוג הפתוח, המצמצמת את העבודה במתקן לעדכון ההגבר הכללי בעת התפעול. "It could not be simpler".

2.8 חקר מערכות לצרכי בקרה ותצפית

הרצון לבקר טוב יותר מערכות מסובכות יותר הציב בפני המתכננים דרישה לפתח כלים יעילים לטיפול בצד התיאורטי של הבעיה, על מנת לאפשר תכנון יעיל ומבוסס של הבקרה, תוך הוצאות מינימליות לציוד.

Elgerd (13) דן בפתרון משוואות מהטיפוס:

$$\dot{x} = Ax + Bu \tag{73}$$

כאשר:

$$x(0) = x_0$$

A,B הן מטריצות קבועים ו- x_0 הוא וקטור מצב התחלתי.

x הוא וקטור משתני המצב.

u הוא וקטור האילוצים.

את היציבות של מערכת כנ"ל מגדיר Elgerd: "מערכת לינארית שאינה תלויה בזמן, כאשר ורק כאשר אף לא אחד מ- n ערכיה העצמיים של A נמצא במחציתו הימנית של מישור S כולל ציר jω".

במקרה המעשי יש לדאוג לא רק לשולי בטיחות, אלא אף ליחס דעיכה מהיר של מצבי המעבר.

בנוסף למשוואה שהבאנו קודם מוסיף Elgerd לתאור המודל:

$$c = Cx \tag{74}$$

כאשר c הוא וקטור המצב.

לצורך פתוח קריטריון לבקרה ותצפית הוא מפתח את הטרנספורמציה הקנונית. במערכת העוברת טרנספורמציה זו המשתנים מופרדים אחד מהשני.

$$\hat{E} \triangleq (\hat{e}_1, \hat{e}_2, \ldots\ldots, \hat{e}_n)$$

הוא וקטור הערכים העצמיים של A.

$$x = \hat{E}x^* \tag{74.1}$$ הקשר בין x ל- x*

$$A^* = \hat{E}^{-1}A\hat{E} \quad ; \quad B^* = \hat{E}^{-1}B \tag{75}$$

$$x^* = A^* \cdot x^* + B^*u \tag{76}$$

$$c = C\hat{E} \cdot x^* \quad ; \quad C^* = C\hat{E} \tag{77}$$

ה-* מציין את הגדלים המותמרים.

מכאן גוזר Elgerd קריטריון לנתונות לבקרה של מערכת לאחר טרנספורמציה קבועית על מרכיביה:

מערכת נתנת לבקרה בשלמות אם במטריצה *B אין אף שורה של אפסים.

במקרים רבים אין אפשרות למדוד את כל משתני המצב ויש ענין ביכולתנו לשחזר מתוך הנתן למדידה את האינפורמציה החסרה. את הנתנות לתצפית הוא מגדיר כאשר המדידות של תפוקת התהליך מכילות מספיק אינפורמציה על מנת לזהות את המצב.

כאינדיקטור לנתנות לתצפית דורש Elgerd כי אף לא אחת מעמודות המטריצה *C תהיה אפסים.

Koppel מגדיר כמערכת הנחות לתצפית את המערכת:

$$\frac{dx}{dt} = A\,x(t) + B\,m(t) \tag{78}$$

$$c(t) = G\,x(t) + H\,m(t) \tag{79}$$

כאשר:

m - וקטור המשתנים הנשלטים.

c - וקטור הפלט של המערכת.

x - וקטור משתני המצב של המערכת.

A,B - מטריצות המוגדרות כמו אצל Elgred.

G - } מטריצות המתארות את היחס בין הניתן למדידה לבין הקלט/פלט במערכת.

H - }

אם ורק אם עבור כל מצב התחלתי $x(t_0)$ קיים קלט $m(t_0,t)$, כזה ש- $x(t) = 0$ לאיזה שהוא $t_1 \geq t_0$ סופי; ז"א מערכת לינארית הנתנת לבקרה - נתן להביא בזמן סופי לראשית.

מערכת זו תהיה נתנת לתצפית אם ורק אם עבור כל $t_1 \geq t_0$, מדידה של $c(t_0,t_1)$ עבור כל $m(t_0,t_1)$ מאפשרת חישובים של $x(t_0)$; ז"א נתן לחשב את המצב מתוך הפלט והקלט של המערכת.

הקריטריונים של Koppel לגבי נתנות לתצפית ובקרת דומים לאלו שמביא Elgred.

Rosenbrock (37) מגדיר את המערכת:

$$\begin{cases} \dot{x} = Ax + Bu \\ y = cx \end{cases} \tag{80}$$

כנתנת לבקרה אם:

1) לשני מצבים נתונים c_1,c_0 קיים זמן $t_1 > 0$ וכח בקרה u המוגדר בתחום הזמן $(0,t_1)$, המעביר את המצב מ- $x(0) = c_0$ ל- $x(t_1) = c_1$.

או:

2) אם קיים לוקטור מתאים y של פלט המוגדר עבור $t > 0$ וקטור בקרה u, שהוא קלט המוגדר אף הוא עבור $t > 0$ היוצר את וקטור הפלט y ממצב ההתחלה $x(0) = 0$.

או אם בנוסף לתנאי (2) מתקיים:

3) אם כל האפסים של טרנספורמצית לפלס של פונקצית התמסורת של המערכת G(s) נמצאים בחלק השמאלי של המישור.

המערכת נתנת לתצפית אם קיים $t_1 > 0$ כך של- u ו- y נתונים במרווח $(0,t_1)$ נתן לשחזר את x(0).

אחד האלוצים בנושא התצפית הוא Luenberger (28), המציג במאמרו שיטה לשחזר אינפורמציה חסרה לשם בקרה של מערכת.

לשם בקרה של מערכת יש להחליט על חוק הבקרה בשיטה כשלהיא שתסתמך על כך שוקטור המצב נתן, ולאחר מכן לתכנן מערכת שתתן קירוב לוקטור המצב.

מערכת כזאת, הנקראת צופה, מקבלת כקלט את קלט המערכת והפלט האפשרי ממנה ונותנת וקטור תוצאה המתיחס ליניארית לוקטור המצב של המערכת הנצפית. הצופה הוא מערכת דינאמית.

אין הצופה חייב להיות מסדר המערכת.

לביצוע התצפית מציע Luenberger טרנספורמציה T שתכונתה לגבי המערכת והצופה:

$$T A - F T = H \tag{81}$$

אם:

$$\begin{cases} \dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) & \text{(מערכת)} \\ \dot{z}(t) = Fz(t) + Hx(t) + TBu(t) & \text{(צופה)} \end{cases} \tag{82}$$

הצופה הפשוט ביותר הוא זה המיתס בעזרת T את מצב הצופה למצב המערכת המקורית - טרנספורמצית הזהות I , דבר הדורש שהצופה יהיה מאותו סדר דינאמי של המערכת הנצפית וכן $F = A - H$, ולכן תלויה במהות המטריצה H.

המטריצה H מוגדרת בחלקה ע"י מבנה הפלט הקבוע של המערכת המקורית, ובחלקה ע"י מבנה קלט הצופה.

אם המערכת המקורית היא:

$$\begin{cases} \dot{x}(t) = Ax(t) \\ y(t) = Cx(t) \end{cases} \tag{83}$$

והצופה הוא:

$$\dot{z}(t) = Fz(t) + Gy(t) \tag{84}$$

אזי:

$$H = GC \tag{85}$$

בתכנון הצופה המטריצה C היא קבועה ו- G היא רצונית. אי לכך צופה זהותי מוגדר ע"י G ולובש את הצורה:

$$\dot{z}(t) = (A - GC)\, z(t) + Gy(t) \tag{86}$$

למקרים בהם נתן חלק מהמצב למדידה ישירה נתן להשתמש בצופה מסדר נמוך מסדר המערכת.

Leondes & Novak (27) מתייחסים למאמרו הנ"ל של Luenberger ומציעים פתרון חדש לבעיה של בנית צופה מקטן אופטימלי. הצופה מאופיין ע"י מטריצת הגברים המחושבת בצורה רקורסיבית, תוך שימוש באלגוריתם הדומה לאלגוריתם ההגבר של Kalman. במקרים המיוחדים בהם המקורות נקיים מרעש, הפתרון מצטמצם לפתרון של Kalman.

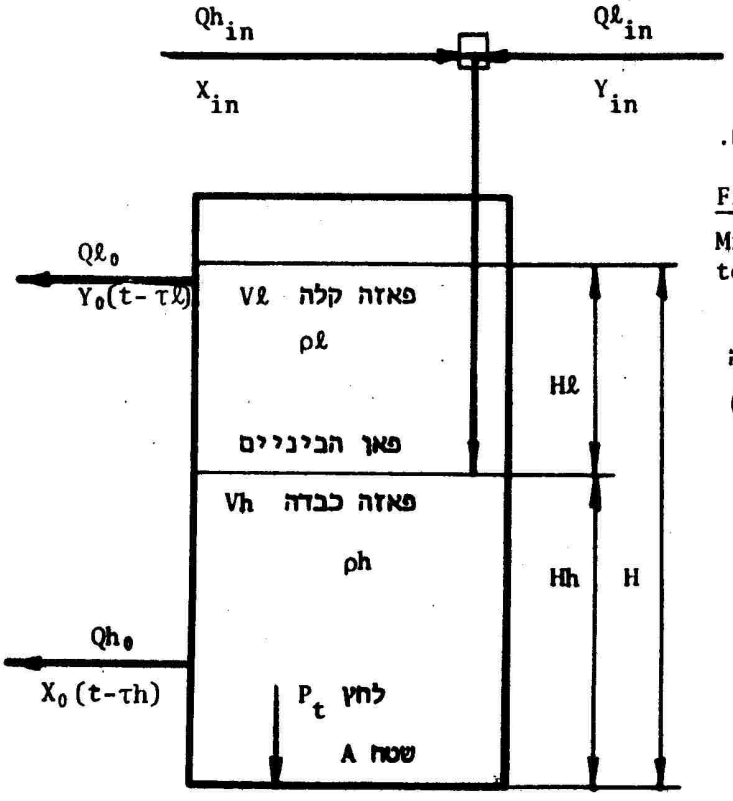
פרק 3 - המודל המתמטי ונתוחו לצרכי בקרה

3.1 משוואות המודל ליחידת בוחש - מפריד אחת כחלק מסוללת מצוי

על מנת שנתן יהיה לעשות שימוש בכלים הנוחים והמקובלים של הבקרה, צריך להציג את התהליך על צדדיו השונים בצורת מודל במספר משוואות דיפרנציאליות.

ביסוד המודל מספר הנחות והזנחות:

1) ההנחה כי סך החומר במיכל קבוע בנפחו; בהנחה כי צינור העודפים של מיכל ההפרדה, המשמש כיציאה לפאזה הקלה, מספיק בקטרו לפנות את ספיקת שתי המשאבות גם יחד בספיקה מכסימלית כאשר שאר היציאות חסומות, הרי הנחת גובה קבוע - בסביבות מרכז פתח היציאה תגרום לשגיאה מכסימלית כדי חצי קטרו. נתן לפתח קשרים מתמטיים לחישוב הבדלים אלו בגובה כפונקציה של סך הספיקה של הפאזה הקלה מהמיכל.
2) ההנחה כי מעבר החומר במערבל הוא מהיר, הבחישה מספיקה וכי הזרמים היוצאים מהמערבל יוצאים בשווי משקל.
3) השנויים בנפח בזרמים הנכנסים למערבל בגלל מסיסות הדדית - זניחים.
4) במפריד זרימה בוכנתית ללא דיפוזיה צירית.
5) ההנחה כי אין מעבר חומר בין הפאזות במפריד; תנאי ההפעלה רצופים ואין בהם שנויים קיצוניים. רכוז החומרים במפריד לא יהיה כזה שיהיו אזורים סמוכים בעלי רכוזים הרחוקים משווי משקל ביניהם בכל אחת מהפאזות או בין הפאזות.



ציור מס' 3.1 - יחידת בוחש - מפריד, מינוח.

Figure 3.1 - Mixer - settler unit, terminology.

τh, τl - זמני השהיה בפאזה הקלה (l), הכבדה (h)

3.1.1 זיהוי

על מנת לתאר את התהליך במודל מתמטי, יש צורך לבחנו ולגלות את התנהגותו הדינאמית האופיינית.

בספרות מופיעות שיטות שונות לזיהוי ועקרון זיהוי בתחום הזמן וזיהוי בתחום התדירות (ראה סקר הספרות).

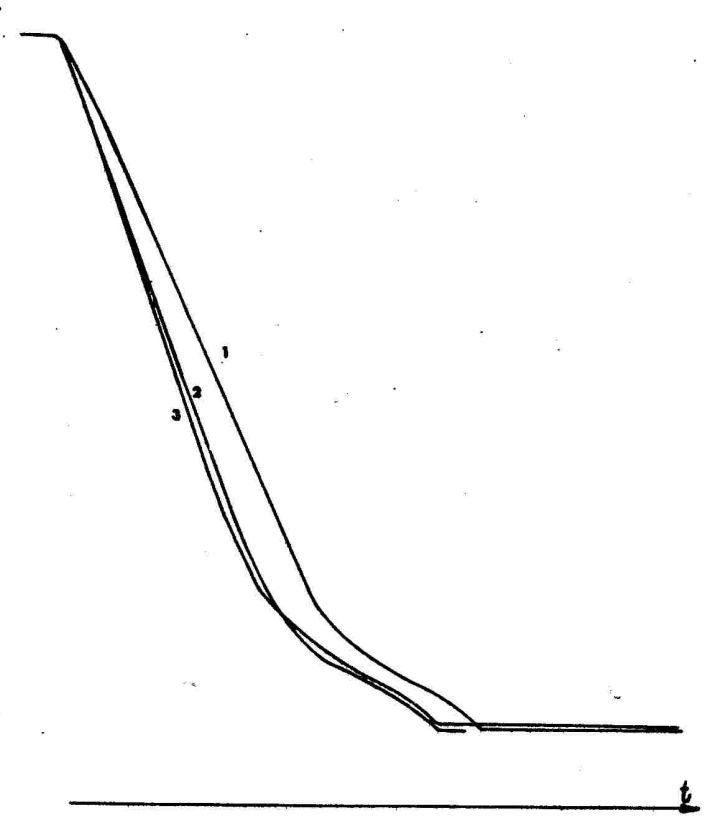
משתני המצב שנבחרו למערכת הם מפלס פאן הביניים ורכוז היציאה מהמפריד.

התנהגות פאן הביניים צריכה להיות - מתוך מאזן מסה - תלויה בהפרש שבין ספיקת הכניסה והיציאה של הפאזה הכבדה.

מתוך הנתונים הפיזיקליים של המערכת נראה היה כי ספיקות הכניסה $(Q\ell_i, Qh_i)$ מתקבלות מהמחשב בתור פקודות, ואילו ספיקת היציאה הכבדה תלויה בעומד ההידרוסטטי.

על מנת למצוא את תלות ספיקת היציאה הכבדה בעומד ההידרוסטטי נערכו 3 נסיונות שתוצאותיהם מובאות בציור 3.2.

ברז היציאה נפתח למידה קבועה והעומד ההידרוסטטי נרשם בתורה רצופה על גבי רשם. נראה בעליל מתוך הרישומים כי הספיקה קבועה לכל ערכי העומד ההידרוסטטי, וקצבה נקבע ע"י מידת פתיחת ברז היציאה (ההתנגדות ביציאה).



ציור מס' 3.2 - זיהוי הזרימה מהמפריד כפונקציה של העומד בפתיחה שונה של ברז היציאה.

Figure 3.2 - Identifying the Out Flow from the Settler in Different Openning of the Output Valve.

מתוך מאזן הנפחים:

$$\frac{d}{dt}(Hh) = \frac{1}{A}(Qh_o - Qh_i) \tag{1}$$

$-\Delta Q = Q_o - Q_i$ (2) כלל השינוי בספיקה של כל אחת מהפאזות

$\Delta H = -\frac{1}{A}(Q_o - Q_i)$ (3) השינוי בגובה של כל אחת מהפאזות

$$Q\ell_o = Q\ell_i + Qh_i - Qh_o \quad ; \quad Q\ell_o \geq 0 \tag{4}$$

$$V = V\ell + Vh = A \cdot H = A(Hh + H\ell) = Const. \tag{5}$$

$$Pt = \rho\ell \cdot H + \rho h \cdot Hh \tag{6}$$

מאזן חומה על הבוחש יתן:

$$Qh_i \cdot x_i + Q\ell_i \cdot y_i = Qh_i \cdot x^* + Q\ell_i \cdot y^* = (Qh_i + \alpha Q\ell_i) \cdot x^* \tag{7}$$

כתוצאה מהנחת שוויי משקל ביציאה מהבוחש - הכניסה למפריד, לפי נוסחת שוויי המשקל בסקר הספרות (3)

$$x^* = y^*/\alpha \tag{8}$$

$$y^*(t) = \alpha x^*(t) = \frac{Qh_i(t) \cdot x_i(t) + Q\ell_i(t) \cdot y_i(t)}{Qh_i(t) + Q\ell_i(t)} \tag{9}$$

ביציאה מהמפריד, לעומת זאת, מתקבלים זרמים שהרכביהם הם אלו של זרמי הכניסה למפריד לפני פרק זמן. זמן השהיה של כל אחת מהפאזות שונת ומשתנה עם הזמן, ולכן אין לצפות כי זרמי היציאה מהמפריד אכן יהיו בשוויי משקל.

$$y_o(t) = y^*(t - \tau\ell(t)) \tag{10}$$

$$x_o(t) = x^*(t - \tau h(t)) \tag{11}$$

זמני השהיה נקבעים על פי ספיקת הפאזות והכמות (המשתנה) מכל פאזה במפריד בעת המעבר.

$$\tau\ell(t) = \int_{t-\tau\ell(t)}^{t} d\left(\frac{V\ell}{Q\ell_o}\right) \quad ; \quad \tau h(t) = \int_{t-\tau h(t)}^{t} d\left(\frac{Vh}{Qh_o}\right) \tag{12}$$

נפח הפאזה הכבדה

$$Vh = A \cdot Hh = A \int_0^t \frac{dHh}{dt}\, dt + Vh(0) = A \int_0^t (Qh_i - Qh_o)\, dt + Vh(0) \qquad (13)$$

זרימת הפאזה הכבדה אינה מושפעת כמעט מהעומד הכללי, אך למען כלליות הפתרון ננית כי זרימת הפאזה הכבדה אכן מושפעת ממנו - לינארית:

$$Qh_o = \frac{Pt}{R} = \frac{1}{R}(\rho h \cdot Hh + \rho \ell H \ell) = \frac{1}{R}\left(\rho \ell (H - Hh) + h \cdot Hh\right) =$$

$$= \frac{1}{R}\left((\rho h - \rho \ell)\, Hh + \rho \ell \cdot H\right) \qquad (14)$$

ומתוך כך נתן לראות כי הגודל $\rho h - \rho \ell$ קובע את מידת השינויים ב- Qh_o עם השינויים החלים בפאן הביניים. אם גודל זה קטן תהיה ההשפעה מזערית.

3.1.2 <u>תצפית ערך ספיקת הפאזה הכבדה ביציאה מהמפריד</u>

בעת ביצוע הזיהוי למערכת נמצא כי ספיקת הפאזה הכבדה ביציאה ממיכל ההפרדה אינה מושפעת כמעט מגובה פני הנוזל במיכל, כי אם ממצב ברז היציאה (ראה 3.1.1). למען כלליות הבעיה, וכן לצורך שיערוך דינאמי בעת ביצוע הבקרה של ערך הספיקה הזו, מובאת כאן השיטה לביצוע שיערוך זה.

מתוך הסתכלות במודל ובתהליך נראה כי השגיאה המאובחנת בתום פרק זמן (i) היא תולדה של פעולות שנעקטו עד תום פרק זמן (i-1).

-- ספיקת הכניסה למיכל (של הפאזה הכבדה) נמדדה וידועה;

-- השינוי בעומד הכללי נתון אף הוא מדידות רצופות;

-- השגיאה בעומד היא תולדה ישירה של שגיאות בספיקה;

-- מתוך הנחת התנהגות לינארית, נתן לכתוב את השוויון:

$$Fh_o = Fh_{In_i} - (FH_{In_i} - FH_{In_{i-1}}) \frac{\varepsilon_i}{\varepsilon_i - \varepsilon_{i-1}} \qquad (24)$$

כאשר הסימון i מתייחס לפרק הזמן שהסתיים בעת המדידה.

3.1.3 משוואות המערכת - המודל: הצגת המודל בתבניות מרובעות

לשם פשטות נכתוב:

$$Qh_i = Q_1 \qquad Q\ell_i = Q_2$$

$$Qh_o = Q_3 \qquad Q\ell_o = Q_4 \qquad H = Hh$$

המשוואות הדיפרנציאליות המתארות את התהליך הן:

$$\frac{dH}{dt} = f_1(H,Q_1,R) \qquad (25)$$

$$\frac{dy}{dt} = f_2(y,Q_1,Q_2,x_i,y_i) \qquad (26)$$

נתן להציגן גם בתבניות מרובעות ע"י לינאריזציה:

$$\frac{d}{dt}\begin{pmatrix} H \\ Y \end{pmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial H} & 0 \\ 0 & \frac{\partial f_2}{\partial y} \end{bmatrix} \begin{pmatrix} H \\ Y \end{pmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial Q_1} & 0 & \frac{\partial f_1}{\partial R} & 0 & 0 \\ \frac{\partial f_2}{\partial Q_1} & \frac{\partial f_2}{\partial Q_2} & 0 & \frac{\partial f_2}{\partial x_i} & \frac{\partial f_2}{\partial y_i} \end{bmatrix} \begin{pmatrix} Q_1 \\ Q_2 \\ R \\ x_i \\ y_i \end{pmatrix} \qquad (27)$$

$$\frac{dH}{dt} = \frac{1}{A}(Q_1 - Q_3) \qquad (28)$$

$$Q_3 = f(H,R) \qquad (29)$$

$$Q_3 = Q_3^* + \left(\frac{\partial Q_3}{\partial H}\right)(H-H^*) + \left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)(R-R^*) = \qquad (30)$$

$$= \left(Q_3^* - \left(\frac{\partial Q_3}{\partial H}\right)^* H^* - \left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)^* R^*\right) + \left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)^* H + \left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)^* R$$

$$\frac{dH}{dt} = \frac{1}{A}\left\{Q_1 - \left[Q_3^* - \left(\frac{\partial Q_3}{\partial H}\right)^* H^* - \left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)^* R^*\right] - \left[\left(\frac{\partial Q_3}{\partial H}\right)^* H + \left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)^* R\right]\right\} \quad (31)$$

$$\frac{\partial f_1}{\partial Q_1} = \frac{1}{A} \quad (32)$$

$$\frac{\partial f_1}{\partial R} = \frac{\partial f}{\partial Q_3}\frac{\partial Q_3}{\partial R} = \frac{1}{A}\left(\frac{\partial Q_3}{\partial R}\right)^* \quad (33)$$

$$\frac{\partial f_1}{\partial H} = -\frac{1}{A}\left(\frac{\partial Q_3}{\partial H}\right)^* \quad (34)$$

אם ננית קשר מהצורה: (H כאן הגובה הכללי של המיכל)

$$Q_3 = C\cdot P^{\frac{1}{2}} = \left(C\sqrt{Hh\rho h + H\ell\rho\ell} =\right) \; C\sqrt{Hh\rho h + (H-Hh)\rho\ell} \quad (35)$$

נקבל:

$$\frac{\partial Q_3}{\partial Hh} = \frac{C(\rho h - \rho\ell)}{\sqrt{Hh\rho h + (H-Hh)\rho\ell}} \quad (36)$$

והנגזרות החלקיות האחרות:

ביצואת מתבוחש, כאשר
Vh, Vℓ נפחים בבוחש.

$$\frac{dY}{dt} = \frac{Q_2 y_i + Q_1 x_i}{V\ell + Vh/\alpha} - \frac{Q_2 + Q_1/\alpha}{V\ell + Vh/\alpha}\,Y \quad (37)$$

$$\frac{\partial f_2}{\partial Q_1} = \left.\frac{y_i - y}{V\ell + Vh/\alpha}\right|^* \quad (38)$$

$$\frac{\partial f_2}{\partial Q_2} = \left.\frac{x_i - y/\alpha}{V\ell + Vh/\alpha}\right|^* \quad (39)$$

$$\frac{\partial f_2}{\partial x_i} = \left.\frac{Q_1}{V\ell + Vh/\alpha}\right|^* \quad (40)$$

$$\frac{\partial f_2}{\partial y_i} = \left.\frac{Q_2}{V\ell + Vh/\alpha}\right|^* \quad (41)$$

$$\frac{\partial f_2}{\partial y} = -\frac{Q_2 + Q_1/\alpha}{V\ell + Vh/\alpha} \quad (42)$$

יש ל[illegible] בביצואה וכי פגיו[illegible] אף
הוא [illegible]

$$y_\ell(t) = y'(t - \tau\ell(t)) \quad (10)$$

$$\tau\ell(t) = \int_{t-\tau\ell(t)}^{t} d\left(\frac{V\ell}{Q\ell_o}\right) \quad (12)$$

3.2 בדיקת נתנות לבקרה של המערכת

לפי המינוח של הפרק הקודם:

$$A = \begin{bmatrix} a & 0 \\ 0 & b \end{bmatrix} \tag{43}$$

$$a = \frac{\partial f_1}{\partial H} \tag{44}$$

$$b = \frac{\partial f_2}{\partial y} \tag{45}$$

מכיון שהמטריצה אלכסונית, הרי a,b הם הערכים העצמיים של המטריצה, והוקטורים העצמיים יהיו לכן:

$$E = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} = E^{-1} = I \tag{46}$$

ומתוך כך הטרנספורמציה הקנונית המוגדרת אצל Elgerd (13):

$$A^* = A \tag{47}$$

$$B^* = B \tag{48}$$

מתוך צורת התבנית B נתן לראות כי:

1) המפלס מושפע מספיקת הכניסה וההתנגדות ביציאה הכבדה (שני משתנים).
2) ההרכב מושפע מספיקות הכניסה והרכבן (ארבעה משתנים).

על מנת לנווט את המצב לרצוי לנו, יש לבחור בגדלים המשפיעים על כל אחד ממשתני המצב, ובצורה כזו שלא יתאפסו במצבים שונים; שכן אז נאבד את היכולת לבקר את המתרחש.

-- לספיקת הכניסה של הפאזה הכבדה השפעה על שני הגדלים.

-- כל אחד מהאחרים משפיע רק על אחד מהם - לפי תבנית :

$$B = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial Q_1} & 0 & \frac{\partial f_1}{\partial R} & 0 & 0 \\ \frac{\partial f_2}{\partial Q_1} & \frac{\partial f_2}{\partial Q_2} & 0 & \frac{\partial f_2}{\partial x_i} & \frac{\partial f_2}{\partial y_i} \end{bmatrix} \tag{49}$$

השפעות הגומלין בין המערכת לבין כוחות הבקרה מבוטאות בתבנית זו - B. במידה ואחת השורות של B תתאפס, הרי תאבד היכולת להשפיע על אותו משתנה המצב המקבל השפעתו משורה זו, ותאבד היכולת לבקר את התהליך.

על מנת שלא להגיע למצב שבו לא נתן לבצע בקרה, יש לוודא אי הופעת שורת אפסים בתבנית B תמיד;

$$\frac{\partial f_1}{\partial Q_1} = \frac{1}{A}$$

על מנת שגורם זה יתבטל יש לדרוש את הגדלת A, שטח המפריד, עד לאינסוף, דבר שאינו נתן מעשית.

$$\frac{\partial f_1}{\partial R} = \frac{\partial f_1}{\partial Q_3} \frac{\partial Q_3}{\partial R}$$

כאן משתתפים שני גורמים: $\frac{\partial f_1}{\partial Q_3}, \frac{\partial Q_3}{\partial R}$

$$\frac{\partial f_1}{\partial Q_3} = -\frac{1}{A}$$

ונתוח גורם זה דומה לנתוח $\frac{\partial f_1}{\partial Q_1}$

$$\frac{\partial Q_3}{\partial R} \neq 0$$

כל זמן שלברז מצב פתוח וסגור.

נבדוק עתה את השורה השניה - שורת מקדמי ההשפעה של כוחות הבקרה על המשתנה המבוקר השני - הרכוז ביציאה מהיחידה:

$$\frac{\partial f_2}{\partial Q_1} = K(x_i - x_o)$$

על מנת שגורם זה יעלם - בהנחה שנפח המערבל קטן ואינו משתנה למעשה ($K \neq 0$), יש לדרוש: $x_i = x_o$, דרישה שפירושה חוסר כוח דוחף למעבר מסה בין הפאזות, דבר שיגרור חוסר השפעה של Q_1 על הרכב הפאזות היוצאות מהמערבל. משמעותו המעשית של מקרה כזה היא שזרמי הכניסה בשווי משקל מבחינת מצוי המומס.

$$\frac{\partial f_2}{\partial Q_2} = K(y_i - y_o)$$

על מנת לאפס גורם זה, בהנחה שנפח המערבל קטן ואינו משתנה למעשה ($K \neq 0$), יש לדרוש: $y_i = y_o$, דרישה שפרושה חוסר כוח דוחף למעבר מסה בין הפאזות וחוסר השפעה של Q_2 על הרכב הפאזות הנפלטות מהבוחש. זי"א זרמי הכניסה בשווי משקל.

$$\frac{\partial f_2}{\partial x_i} = KQ_1 \qquad (54)$$

על מנת לאפס גורם זה יש לאפס את Q_1 $(K\neq 0)$, ואז כמובן לשינויי הרכוז בו לא תהינה כל השפעות.

$$\frac{\partial f_2}{\partial y_i} = KQ_2 \qquad (55)$$

כמו במקרה הקודם יש לאפס את Q_2 וכמו במקרה הקודם מובן שבמקרה כזה לא תהינה כל השפעות לשינויי הרכוז בו.

<u>מסקנה:</u> כל זמן שנתן לבצע שינויים לפחות באחד הזרמים או הרכבו, הרי נתן עדיין להשפיע על המערכת לכיוון הרצוי לנו.

פגור ההסעה המופיע במערכת שלנו לא מהווה גורם בנתוח לנתנות לבקרה ותצפית. המבחנים הנזכרים לנתנות לבקרה ותצפית הם עקרוניים ועלול בהחלט להיות מצב בו מערכת הנתנת עקרונית לבקרה ותצפית תהיה בעלת בקרה קשה מאד או אף בלתי מושגת בגלל בעיות של פגור הסעה.

3.3 <u>פתוח המודל לסוללת מצוי</u>

מצאנו כבר אצל Brian (7) טפול בפתוח משוואות התא הבודד לסוללה שלמה (ראה ציור מס' 3.4) - ראה סקר הספרות.

משוואות המערכת לסוללה תהיינה:

(j מתיחס למס' תא בסוללה)

$$\frac{dH_j}{dt} = \frac{1}{A_j}\left(Qh_{j+1} - Qh_j\right) \qquad (56)$$

$$\frac{dy_j}{dt} = \frac{Q\ell_{j-1}y_{j-1} + Qh_{j+1}x_{j+1}}{V\ell_j + Vh_j/\alpha} - \frac{Q\ell_j + Qh_j/\alpha}{V\ell_j + Vh_j/\alpha}\,y_j \qquad (57)$$

אם נגדיר כמו קודם עבור כל תא j:

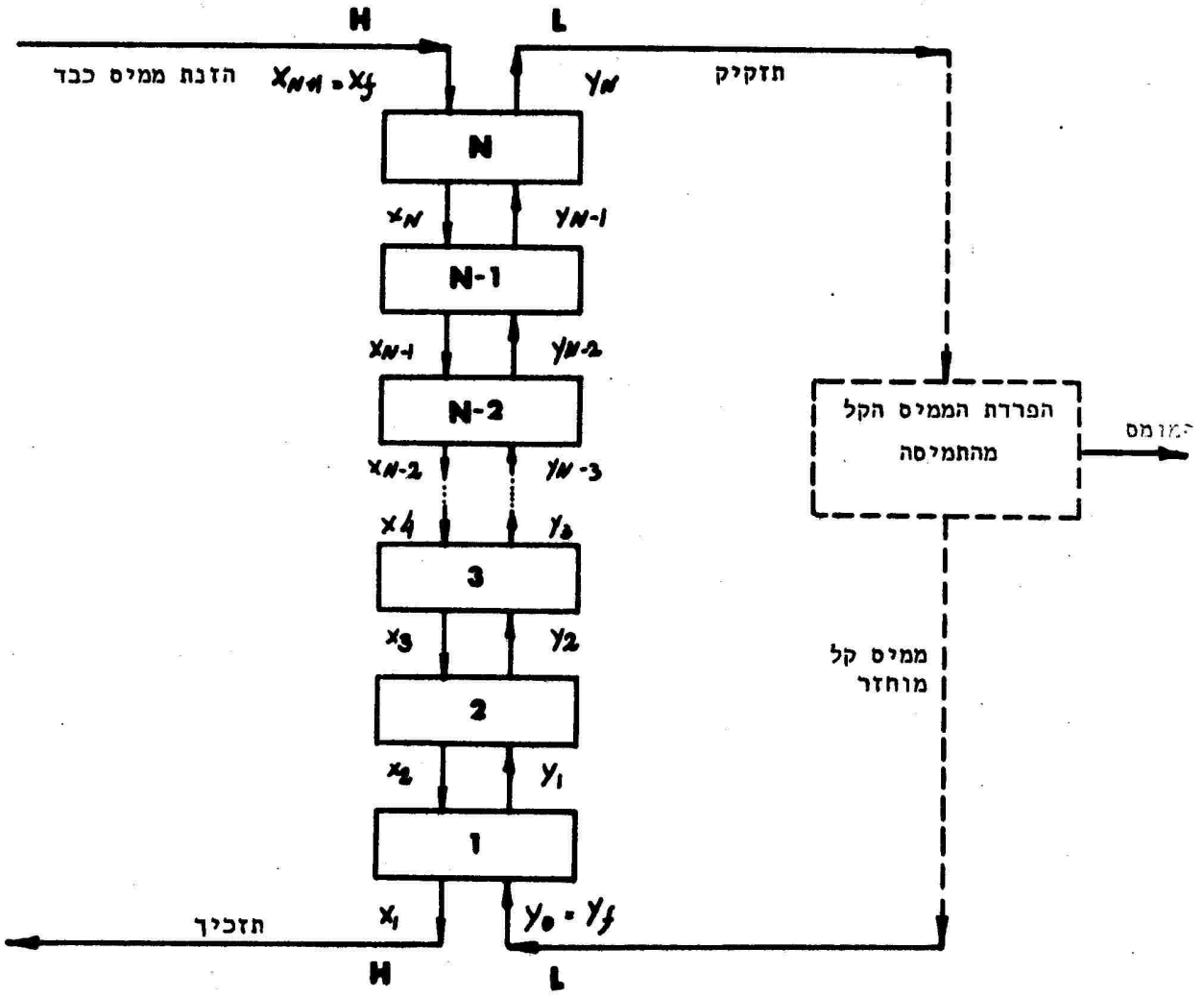
$$Qh_{i_j} \equiv Q_{1_j}$$

$$Qh_{o_j} \equiv Q_{3_j}$$

$$Q\ell_{i_j} \equiv Q_{2_j}$$

$$Q\ell_{o_j} \equiv Q_{4_j}$$

$$H_j \equiv Hh_j$$



ציור מס' 3.4 - מערכת מצוי בזרימה נגדית לפי Brian (7).

Figure 3.4 - Counter Current Extraction Battery According to Brian (7)

ובדומה לתא הבודד נקבל מערכת משוואות:

$$\frac{dH_j}{dt} = f_{1j}(H_j, Q_{1j}, R_j) \tag{58}$$

$$\frac{dg_j}{dt} = f_2(y_j, Q_{1j}, Q_{2j}, R_j, x_{i_j}, y_{i_j}) \tag{59}$$

$$\frac{dH_j}{dt} = \frac{1}{A_j}(Q_{1j} - Q_{3j}) \tag{60}$$

$$\frac{df_{1j}}{dt} = \frac{1}{A_j} \tag{61}$$

$$\frac{\partial f_{1j}}{\partial R_j} = \frac{1}{A_j}\left(\frac{\partial Q_{3j}}{\partial R_j}\right)^* \tag{62}$$

$$\frac{\partial f_{1j}}{\partial H_j} = -\frac{1}{A_j}\left(\frac{\partial Q_{3j}}{\partial H_j}\right)^* \tag{63}$$

לפי שפותח קודם נקבל:

$$\frac{\partial Q_{3j}}{\partial H_j} = \frac{C_j(\rho h - \rho \ell)}{\sqrt{H\ell_j \rho h + (H_j - Hh)\rho \ell}} \tag{64}$$

$$\frac{\partial f_{2j}}{\partial Q_{1j}} = \left.\frac{y_{i_j} - y_j}{V\ell_j + Vh_j/\alpha}\right|^* \tag{64.1}$$

$$\frac{\partial f_{2j}}{\partial Q_{2j}} = \left.\frac{x_{i_j} - x_i/\alpha}{V\ell_j + Vh_j/\alpha}\right|^* \tag{64.2}$$

$$\frac{\partial f_{2j}}{\partial x_{i_j}} = \left.\frac{Qr_j}{V\ell_j + Vh_j/\alpha}\right|^* \tag{64.3}$$

$$\frac{\partial f_{2j}}{\partial y_{i_j}} = \left.\frac{Q_{2j}}{V\ell_j + Vh_j/\alpha}\right|^* \tag{64.4}$$

$$\frac{\partial f_{2_j}}{\partial y_j} = \frac{Q_{2_j} + Q_{1_j}/\alpha}{V\ell_j + Vh_j/\alpha} \qquad (64.5)$$

$$g_{0_j}(t) = g^{x}_{j}\ (t - \tau\ell_j(t)) \qquad (64.6)$$

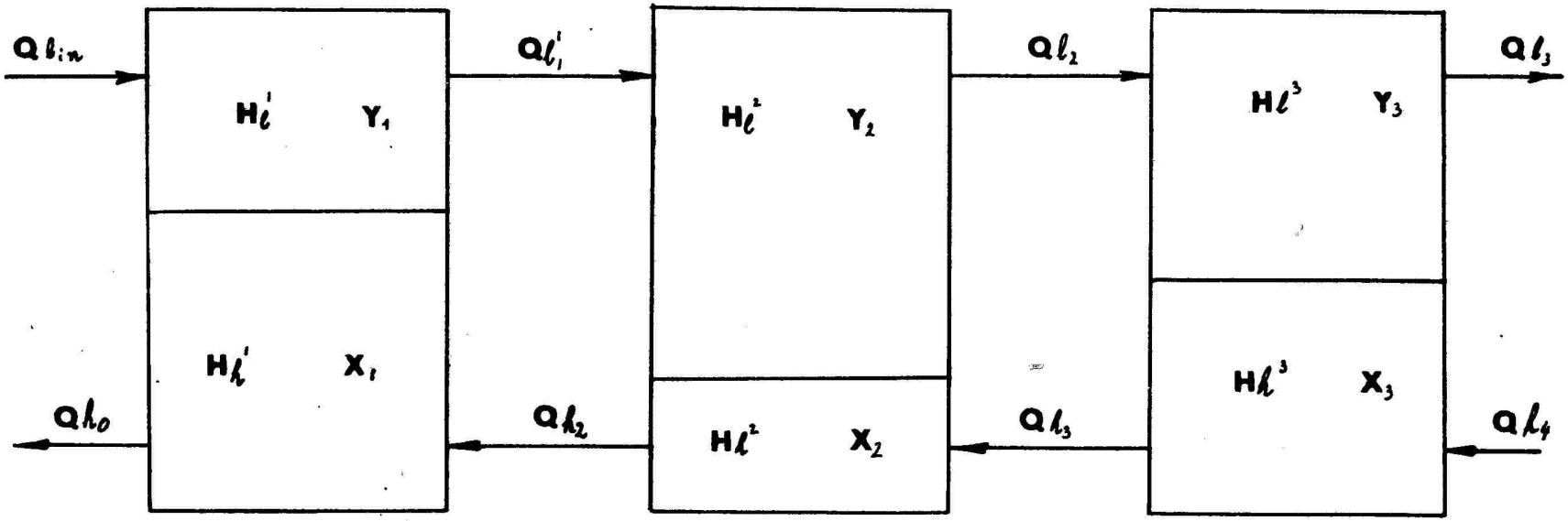
$$\tau\ell_j(t) = \int_{t-\tau\ell(t)}^{t} d\left(\frac{V\ell_j}{Q\ell_{o_j}}\right) \qquad (64.7)$$

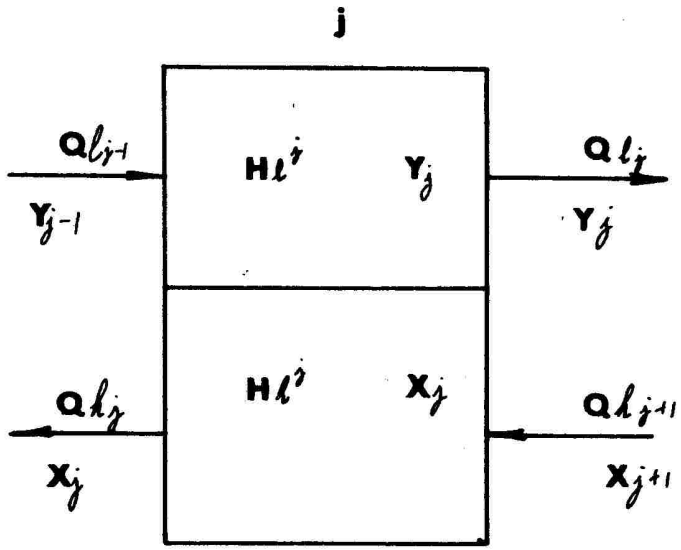
והפגור הכולל של המערכת לא יהיה אלא סכום הפגורים בכל אחד מהתאים.

$$\tau\ell(t) = \sum_i \tau\ell_j(t) \qquad (64.8)$$

3.3.1 <u>בדיקת נתנות לבקרה של סוללת מצוי</u>

לצורך הדיון נקח קטע סוללה בן שלשה תאים j-1, j, j+1. ראה ציור מס' 3.5.





ציור מס' 3.5 - מערכת מצוי בזרימה נגדית בת שלושה שלבים ותא מייצג כללי.

Figure 3.5 - Counter Current Extraction Battery with Three Stages and a General Stage.

מכל הזרמים המופיעים, למעשה רק זרמי הקצה, ובמקרה זה נתנים
לשליטה על ידינו באינסטלציה המקובלת עלינו.
- ההתנגדויות ביציאה מהמיכלים אף הן בשליטתנו. הרבבי הכניסות מהווים אילוץ.
אם נארגן את המערכת בצורה:

$$\frac{d}{dt}\bar{x} = A\,\bar{x} + B\,\bar{u} \tag{65}$$

$$\frac{d}{dt}\begin{pmatrix} H_1 \\ H_2 \\ H_3 \\ y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial H_1} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \frac{\partial f_2}{\partial H_2} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \frac{\partial f_3}{\partial H_3} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \frac{\partial f_4}{\partial y_1} & \frac{\partial f_4}{\partial y_2} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \frac{\partial f_5}{\partial y_1} & \frac{\partial f_5}{\partial y_2} & \frac{\partial f_1}{\partial y_3} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{\partial f_6}{\partial y_2} & \frac{\partial f_6}{\partial y_3} \end{pmatrix} \times \begin{pmatrix} H_1 \\ H_2 \\ H_3 \\ y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{pmatrix} +$$

$$+ \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial Q_1} & 0 & \frac{\partial f_1}{\partial R_1} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \frac{\partial f_2}{\partial R_2} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{\partial f_3}{\partial R_3} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{\partial f_4}{\partial Q_2} & 0 & \frac{\partial f_4}{\partial R_2} & 0 & 0 & \frac{\partial f_4}{\partial y_i} \\ 0 & 0 & \frac{\partial f_5}{\partial R_1} & 0 & \frac{\partial f_5}{\partial R_3} & 0 & 0 \\ \frac{\partial f_6}{\partial Q_1} & 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{\partial f_6}{\partial x_i} & 0 \end{pmatrix} \times \begin{pmatrix} Q_1 \\ Q_2 \\ R_1 \\ R_2 \\ R_3 \\ x_i \\ y_i \end{pmatrix}$$

כאשר:

Q_1 - כניסה כבדה.

Q_2 - כניסה קלה.

R_i - התנגדות יציאה כבדה ממיכל i.

x_i - רכוז כניסת כבדה.

y_i - רכוז כניסה קלה.

H_i - גובה פאן הביניים במיכל i.

נבדוק נתנות לבקרה בשיטת Gilbert (לפי Elgerd (13)). לפי שיטה זו אם $RANK(B;AB;A^2B....)$ שווה ל-n (מימדי A), הרי המערכת נתנת לבקרה. כאן מתמלא התנאי מיד במטריצה B.

את המטריצה B שברשותנו נתן לחלק לאזורי השפעה:

עמודה ראשונה - של Q_1.

עמודה שניה - של Q_2.

עמודות 3,4,5 - של R_3, R_2, R_1.

עמודה 6 - של x_i.

עמודה 7 - של y_i.

ברצוננו להראות אי תלות לינארית בין העמודות. ע"מ לבדוק את אי התלות הלינארית של B נסדר אותה מחדש לפי סדר עמודות (1 4 5 7 3 6) ונקבל:

$$\begin{pmatrix} B_{11} & 0 & 0 & 0 & B_{13} & 0 \\ 0 & B_{24} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & B_{35} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & B_{44} & 0 & B_{47} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & B_{55} & 0 & B_{53} & 0 \\ B_{61} & 0 & 0 & 0 & 0 & B_{66} \end{pmatrix}$$

זו מטריצה כמעט משולשית. על מנת להפוך אותה למשולשית יש לבטל את הערך B_{13}. ע"מ להבטיח שמטריצה זו אכן מהווה בסיס יש להבטיח כי:

$$B_{31}:B_{35} \neq B_{11}:\left(\frac{B_{55}\cdot B_{13}}{B_{53}}\right)$$

כאן המקום לחזור ולהזכיר כי עובדת היות מערכת נתנת לבקרה מצביעה על קיומם של כוחות הפועלים על כל משתני המצב, אך עדיין אינה מבטיחה כי אכן נתנת הבקרה לבצוע.

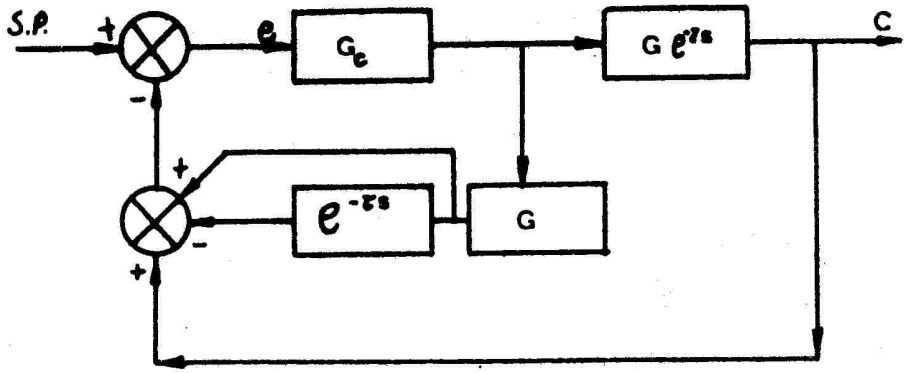
3.4 הפתרון

3.4.1 פתרון בעית הבקרה ליחידה אחת

הגישה המקובלת לביצוע בקרה בחוג של משוב אינה יכולה לספק את הצרכים במקרה זה.

קריאת רכוזי היציאות מתקבלת רק ביציאה מהמפריד, ומכיוון שהזרימה אינה קבועה, הרי הזמן המת איננו גודל קבוע, כי אם משתנה. הצורך לקבוע את הזמן המת באופן דינאמי יכול להפתר בעזרת דמין מתאים. בתור פתרון מתאים לבעיה, אפשר לקבל את הגישה של "הפצוי לזמן מת" (D.T.C. - Dead Time Compensation) כפי שנתן למצוא אצל Shinsky (39). בשיטה זו מוזנים הגדלים, הידועים, הנכנסים לתהליך $Ge^{-\tau s}$ לדמין G האמור לתאר את שקורה בתהליך, ולהשוות את תוצאותיו למתקבל מהמתקן , תוך כדי התחשבות בזמן המת τ. גישה זו באה על מנת להתגבר על אי היציבות הנכנסת לתהליך המבוקר במשוב במקרה של זמן מת. במקרה המיוחד שלנו יש צורך שהדמין יטפל גם בגודל τ, המשתנה עם הזמן, ע"מ לתת התיחסות נכונה לגדלים המתקבלים הן מהדמין והן מהתהליך.

את בעית המפלס נתן לפתור ללא כל בעיות זמן מת בחוג משוב פשוט, ואילו ההרכב יבוקר ע"י D.T.C. בחוג משוב. תפיסת הפתרון תראה כמראה בציור מס' 3.6.



ציור מס' 3.6 - הפתרון לבעית הבקרה לתהליך בעל זמן מת.

Figure 3.6 - The Solution to the Control Problem of a Process with Dead Time.

3.4.2 האפשרויות לביצוע הבקרה בשלב אחד

אם נקבל את רכוזי הכניסה כאילוץ, הרי נותרנו עם:

Q_1 - ספיקת הכניסה הכבדה בכניסה לבוחש.

Q_2 - ספיקת הכניסה הקלה בכניסה לבוחש.

R - התנגדות היציאה הכבדה.

מתוך נתוח הנתנות לבקרה נראה ש-Q_1 משפיע גם על מיקום פאן הביניים וגם על הרכוז.

Q_2 - משפיע רק על הרכוז.

R - משפיע רק על המפלס במקרה החד שלבי, בעוד שבמקרה הרב-שלבי ישפיע גם על הרכוזים.

על מנת לפשט את בקרת המתקן, נתן לקבוע מי שני משתני השליטה, ולקבוע את השלישי כבלתי משתנה.

אפשרות א' - קביעה שרירותית של Q_1 - הספיקה הכבדה.

-- שליטה על מקום פאן הביניים ע"י שינוי מצב ברז היציאה הכבדה R.

-- שליטה על הרכוז ע"י קביעת יחס הספיקות (קלה:כבדה) ע"י ספיקת הכניסה הקלה Q_2.

ראה ציור מס' 3.7.

אפשרות ב' - קביעה שרירותית של Q_2 - הספיקה הקלה.

-- קביעת מקום פאן הביניים ע"י שליטה בברז היציאה הכבדה - R.

-- קביעת הרכוז ע"י קביעת יחס הכניסה (קלה:כבדה) באמצעות ספיקת הכניסה הכבדה Q_1.

ראה ציור מס' 3.8.

אפשרות ג' - קביעה שרירותית של מצב ברז היציאה הכבדה - R.

-- תקון מקום פאן הביניים ע"י שליטה ב- Q_1.

-- תקון ההרכב ע"י שליטה ב- Q יחסית ל-Q_1.

ראה ציור מס' 3.9.

במקרה הכללי - ובפתוח המצב לטוללה, נתן בהחלט לקבל את רכוזי הכניסה בקצוות - כגורמים נשלטים וכלים לנווט המצב.

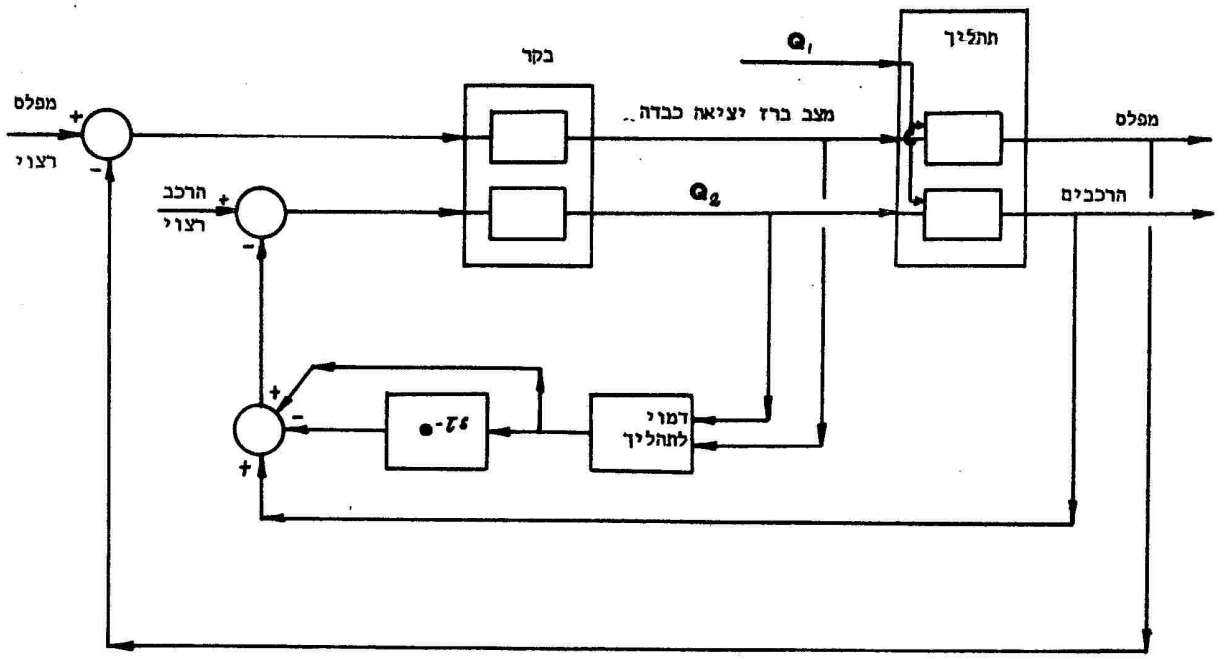
ההרכבים בכניסה יכולים לשמש כבני זוג לבקרה ל- Q_1 או ל- R.

אפשרויות הבקרה מסוכמות בטבלה שלפנינו:

נתן מבקרים מפלס ע"י	נתן לבקר רכוז ע"י
Q_1 (ספיקת פאזה כבדה למיבל)	Q_2 x_i y_i
R (ספיקת פאזה כבדה מהמיבל)	Q_1 Q_2 x_i y_i

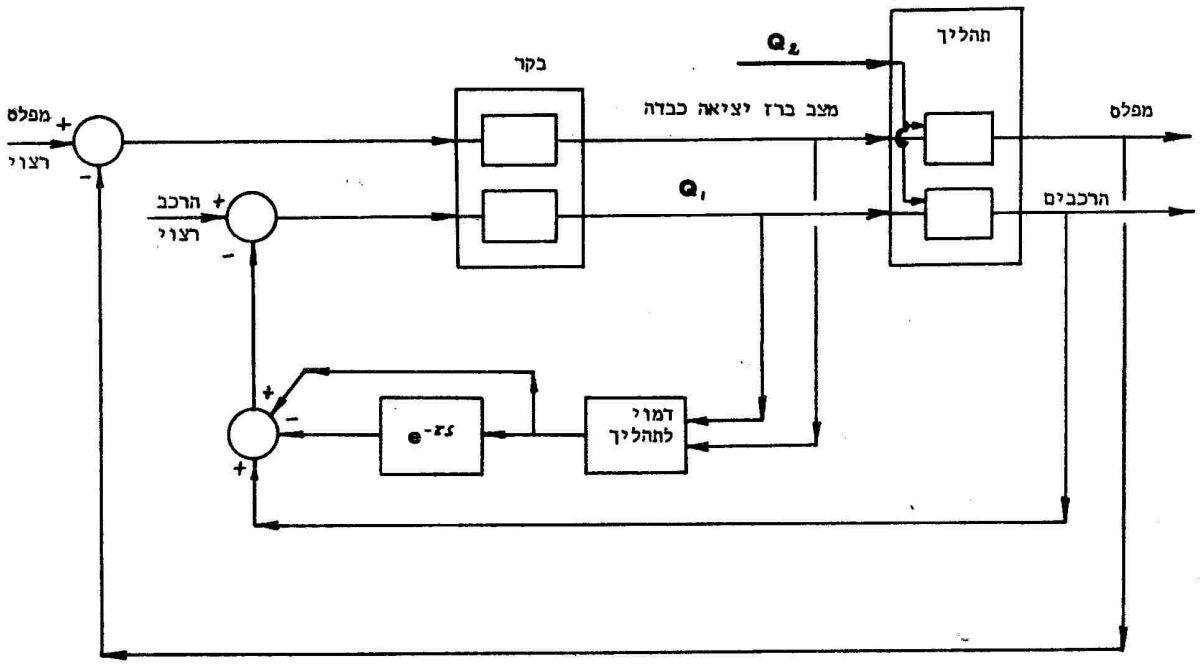
טבלה מס' 3.1 - זיווג כוחות הבקרה.

Table 3.1 - The Coupling of the Control Process.



ציור מס' 3.7 - אפשרות א' לביצוע בקרת מפלס הבינניים והרכבי היציאות ביחידת בוחש - מפריד.

Figure 3.7 - Possibility A to execute the interface and the output streams' concentration control.



ציור מס' 3.8 - אפשרות ב' לביצוע בקרת מפלס הבינניים והרכבי היציאות ביחידת בוחש - מפריד.

Figure 3.8 - Possibility B to execute the interface and the output streams' concentration control

במתקן בעל תא בחישה - הפרדה יחיד כמו זה שעליו בוצעה הבדיקה הנסיונית, נראה שהזיווג המצויין בשורה הראשונה $Q_1:Q_2$ יהיה הנוח יותר לעבודה. זאת מכיוון שברז היציאה לפאזה הכבדה רגיש מאד ואינו נוח לתפעול רציף. הדבר נתן לפתרון ע"י התקנת שסתום מתכווננ, דוגמת אלו השולטים על ספיקות הכניסה.

אלגוריתם בקרה בו: Q_1 שלט על המפלס,

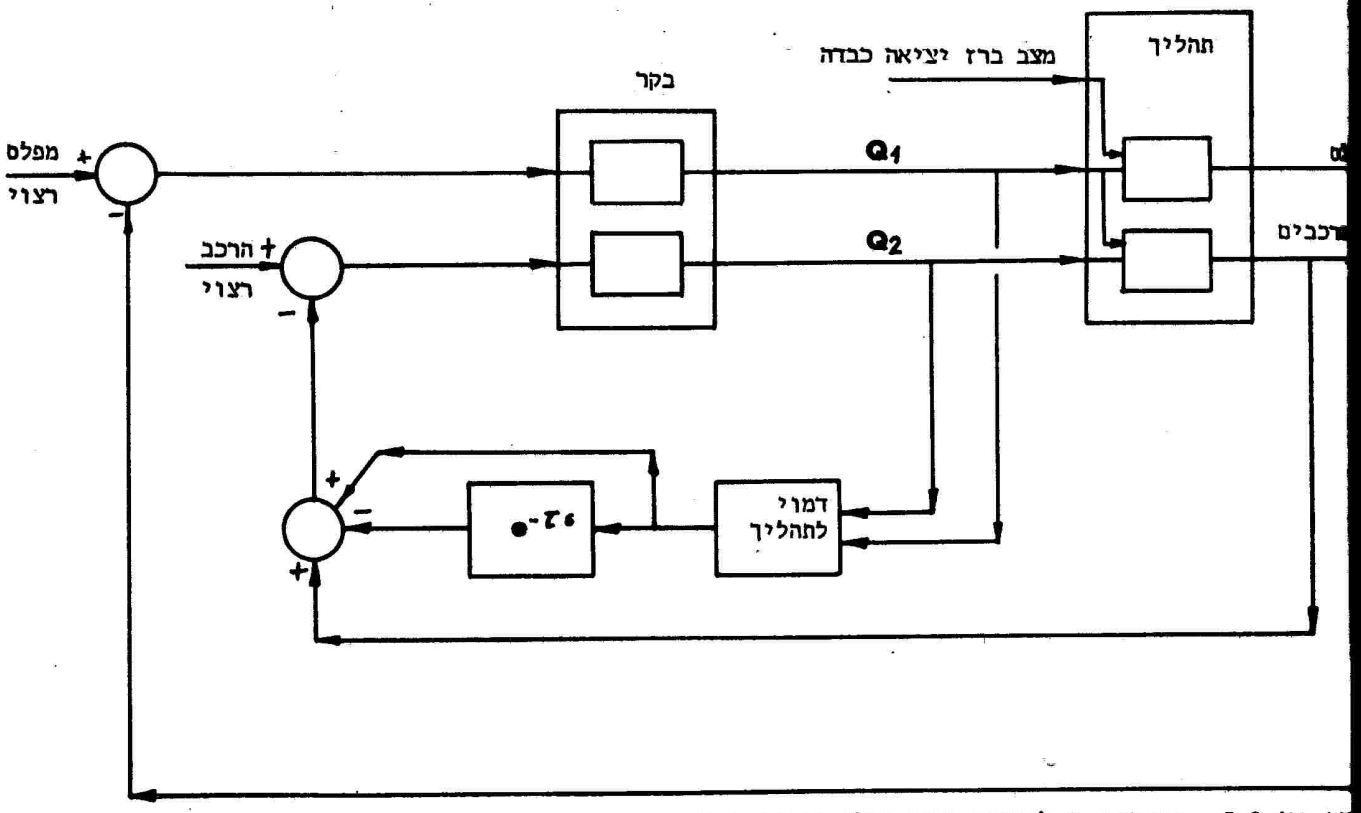
Q_2 שלט על ההרכב,

נוסה בהצלחה על דמין ספרתי של המתקן. ראה נספח א'.

<u>הפתרון המוצע לבעיית הבקרה</u>

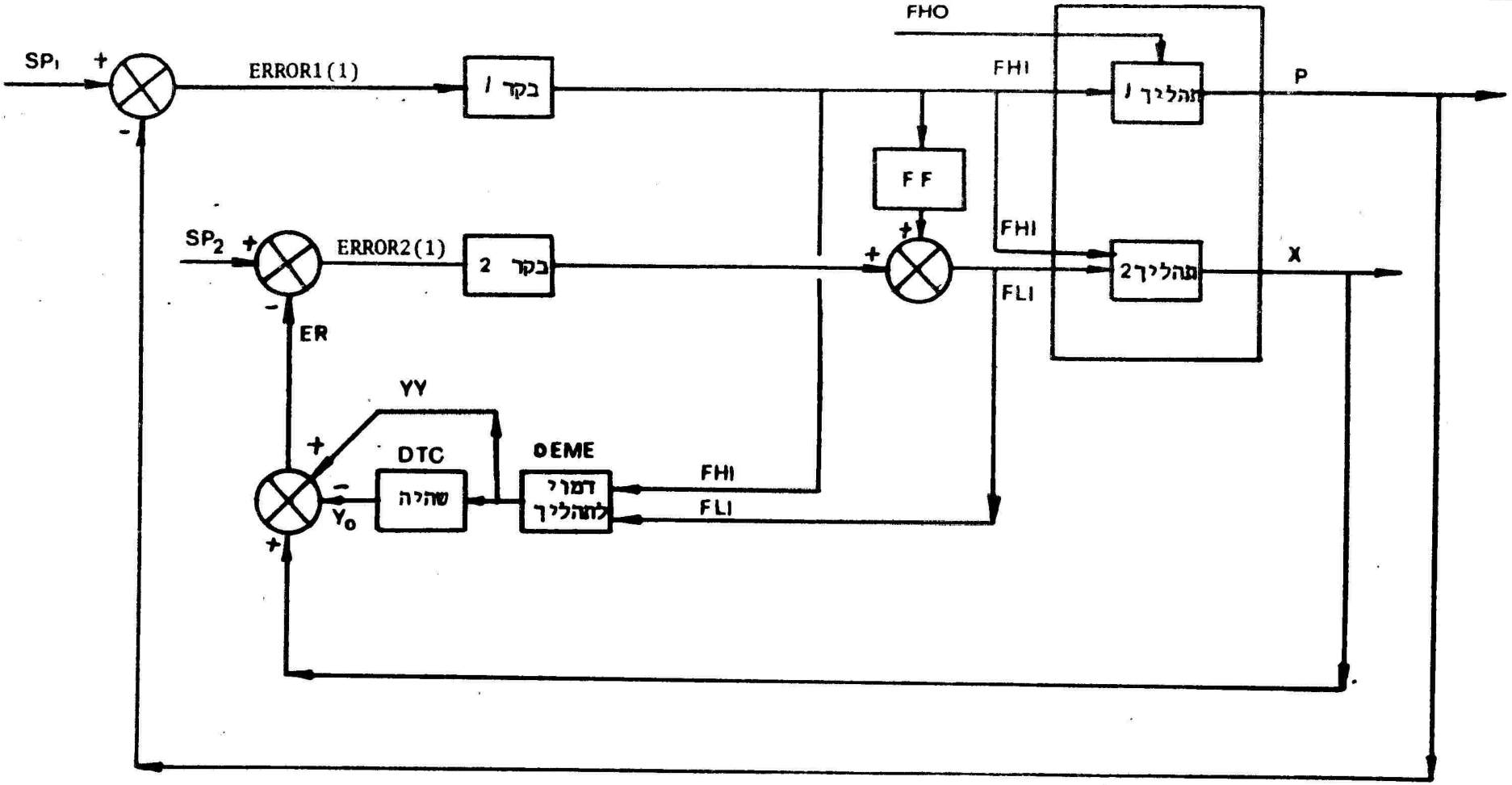
במסגרת תפיסת הפתרון המוצג באפשרות ג' (ראה ציור מס' 3.9), נראה היה שנתן לבצע פעולה נוספת בהסתמך על המידע שברשותנו, ועל העובדה שאנו פועלים באמצעות מחשב ספרתי, עם כל הכרוך בכך.

מכיוון שברשותנו עקומת שווי המשקל בין שתי הפאזות, הרי לאחר שקבענו את הספיקה הרצויה בפאזה הכבדה לקבלת המפלס הרצוי לנו, יש לדאוג לספיקת הפאזה הקלה, על סמך המידע הנוסף של רכוזי כניסות הפאזות. לצורך כך נתן להציג את הפתרון הכולל כמובא בציור 3.10. כאשר השינוי מאפשרות ג' הוא בהכנסת מפצה "FF", שנועד למעשה לבטל את השפעת השינויים ב- "FHI", ספיקת הכניסה הכבדה, על "x_2", הרכוז ביציאה.



<u>ציור מס' 3.9</u> - אפשרות ג' לביצוע בקרת מפלס הבינייים והרכבי היציאות ביחידת בוחש - מפריד.

<u>Figure 3.9</u> - Possibility C to execute the interface and the output streams' concentration cont



ציור מס' 3.10 - אפשרות ד' לביצוע בקרה על התהליך - האפשרות המועדפת.

Figure 3.10 - Possibility D to execute the control on the process - the prefered one.

האותיות השונות מבטאות את הגדלים בשמותיהם כפי שמופיעים בתכנית הבקרה:
F - ספיקה, H - כבד, L - קל, I - כניסה, O - יציאה, SP - סט פוינט DEME, DTC - שמות שגרות בתכנית,
YY - תפוקת הדמין, ER - השגיאה הנותרת אחרי הקומפנסציה.

פרק 4 - דמוי של התהליך ותכנית הבקרה

4.1 דמוי של מערכת בוחש - מיכל הפרדה

לצורך כתיבת תכנית בקרה לתהליך בעל זמן מת, כמו זה בו אנו עוסקים, נוצר צורך לכתוב תכנית דמוי למערכת, על מנת לצפות את השינויים החלים בה ושאינם נתנים למדידה ישירה במכשור שברשותנו.

כצעד ראשון פותח מודל מתמטי פשטני למדי, המתבסס על מספר הנחות ומספר הזנחות, שנראה היה שלא יפגעו בדיוק הביצוע של המערכת. (ראה פרק 3).

כתוצאה מההנחות ומהמודל המתמטי נכתבה תכנית הדמוי.

שני הזרמים הנכנסים,מתערבבים ונפרדים מיד, לא משנים את נפחם, אך המומס המשותף נמצא כעת בשווי משקל בין הזרמים.

שני הזרמים (שלמעשה הם כעת בזרם אחד) נכנסים למיכל ההפרדה. מיכל ההפרדה מחולק לשני אזורים ראשיים: 1) אזור עליון של פאזה קלה, ו- 2) אזור תחתון של פאזה כבדה, כאשר אין כל אינטראקציה בין שתי הפאזות.

תכנית הדמוי מחשבת את סך הזרמים המתווספים או נגרעים מכל אחת מהפאזות, ומתרגמת את הספיקות הללו לשינויים בנפח ובגובה במיכל. הרכוז ביציאה מחושב ממשוואת שווי המשקל, בעת הכניסה למפריד.

מיכל ההפרדה בנוי בתכנית כוקטור כפול, בעל אורך משתנה, שמספר זוגותיו כמספר יחידות הזמן הנמצאות בו וטרם יצאו. כלומר, אם בפרק זמן מסוים נכנס נפח נוזל ברכוז מסוים, הרי הזוג הנרשם בראש הטבלה הוא הכמות והרכוז. הדבר דורש, כמובן, הזזה מדי מחזור. בה בשעה נשפכת מהמיכל כמות מסוימת. תכנית מוצאת כמה צריך להוציא ע"י חיבור הנפחים בטבלה מלמטה עד לקבלת סך נפח המתאים לנפח היציאה. רכוז היציאה נמצא מתוך הטבלה.

על מנת ליעל את העבודה ולמנוע, עד כמה שנתן, שגיאות חבויות - שדרכן לצוץ במקומות הפחות צפויים - נבחרת דרך עבודה כלהלן:

1) דמוי המערכת כפי שהיא ללא בקרה - בתכנית באמצעות APL.
2) הכנסת בקרה מדרגות שונות (P, PI, PID וכו') למערכת שפותחה ב-(1).
3) דמוי המערכת על מחשב אנאלוגי ללא בקרה.
4) כתיבת תכנית הבקרה.
5) הרצתה מול המודל המיוצג על המחשב האנאלוגי.

4.1.1 <u>דמוי המערכת כפי שהיא, ללא בקרה</u>

בשל האפשרויות הגלומות בשפת התכנות APL, נעשתה הגישה הראשונה דרך מכשיר זה.

בנוסף להנחות שפורטו קודם, הולבשו משוואות המודל בדמות של משוואות הפרשים:

משוואות המודל שבעשה בהן שימוש:

(1) ספיקת הפאזה הקלה ביציאה: $Q\ell_o = Q\ell_{in} + Qh_{in} - Qh_o$

(2) העומד ההידרוסטטי: $P = Hh \cdot \rho h + H\ell \cdot \rho\ell$

(3) $\Delta P = P_{i-1} - P_i$

השינויים בספיקת כל אחת מהפאזות:

(4) $\Delta Qh = Qh_{in} - Qh_o$

(5) $\Delta Q\ell = Q\ell_{in} - Q\ell_o$

השינויים בנפחי כל אחת מהפאזות:

(6) $\Delta Vh = \Delta t \cdot \Delta Qh$

(7) $\Delta V\ell = \Delta t \cdot \Delta Qh$

גובה כל אחת מהפאזות בזמן i:

(8) $Hh_i = Hh_{i-1} + \Delta Vh/A$

(9) $H\ell_i = H\ell_{i-1} + \Delta V\ell/A$

(10) הנפח הנכנס משך פרק הזמן Δt לפאזה הקלה: $V\ell_{in} = Q\ell_{in} \cdot \Delta t$

(11) הנפח שיצא משך פרק הזמן Δt מהפאזה הקלה: $V\ell_o = Q\ell_o \cdot \Delta t$

הצמד שנרשם ב"טבלה" הנ"ל:

(12) $V\ell T(i) = V\ell_{in}$

(13) $yT(i) = (y_{in} \cdot Q\ell_{in}) + (x_{in} \cdot Qh_{in})/(Q\ell_{in} + Qh_{in}/\alpha)$

(14) הספיקה של הפאזה הקלה ביציאה: $Q\ell_o = A \cdot \Delta H\ell$

מינוח

x,y - רכוזים בפאזה הכבדה והקלה בהתאם.

P - לחץ.

H - עומד.

ρ - צפיפות.

Q - ספיקה.

t - זמן.

V - נפח.

VℓT - וקטור המציין את כל הנפחים שנכנסו למפריד בפרקי זמן עוקבים, ושעדיין שוהים בו.

yT - וקטור המציין את כל הרכוזים של הנפחים שנכנסו למפריד בפרקי זמן עוקבים. (הרכוזים של נפחי VℓT).

Δ - הפרש.

תת מציינים

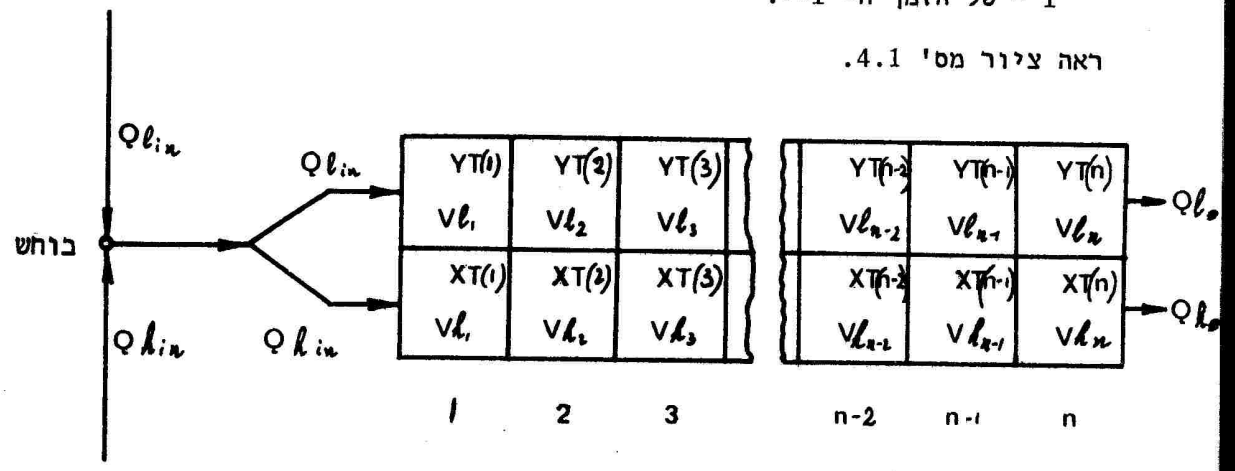
h - כבד. (Hh - עומד הפאזה הכבדה).

ℓ - קל. (Qℓ - ספיקת הפאזה הקלה).

in,o - כניסה ויציאה. (Qh_{in} - זרם כניסה כבד).

i - של הזמן ה- i-י.

ראה ציור מס' 4.1.



ציור מס' 4.1 - תפיסת הדמוי והמינוח המקובל.

Figure 4.1 - Simulation Concept and the Accepted Terminology.

בשלב זה מבצעת התכנית סכום בשלבים תא אחרי תא של הוקטור VℓT, על מנת למצוא את סך הנפחים הראשון השווה או גדול מ- $V\ell_o$ ובן זוגו על הוקטור y הוא רכוז היציאה של הזרם.

כאן המקום להרחיב מעט את הדבור על התאור הנ"ל. הבעיה בדמוי, ולאחר מכן בבקרה, היא בתאור והבנת התנהגות המפריד. בעוד שלבוחש הנחנו נפח אפסי, הרי



צ'ינור מס' 4.2 - תרשים זרימה לסימולציה של בוחש - מפריד.

Figure 4.2 - Flow chart of the Mixer - Settler simulation.

למפריד נפח סופי וזרמי הכניסה והיציאה אינם קבועים. אי לכך אין אפשרות לקבוע זמן שהיה קבוע. לווי המפריד בצורה דינאמית מאפשר לתת הערכה שטיבה תלוי במידת התאמת מודל ההתנהגות להתנהגות האמיתית. המודל בו נעשה שימוש לדמוי זה מניח זרימה בוכנתית בשתי הפאזות במפריד, ודומה למודל המוצג ע"י Halligan (17) ו- Gray (16) (ראה סקר ספרות).

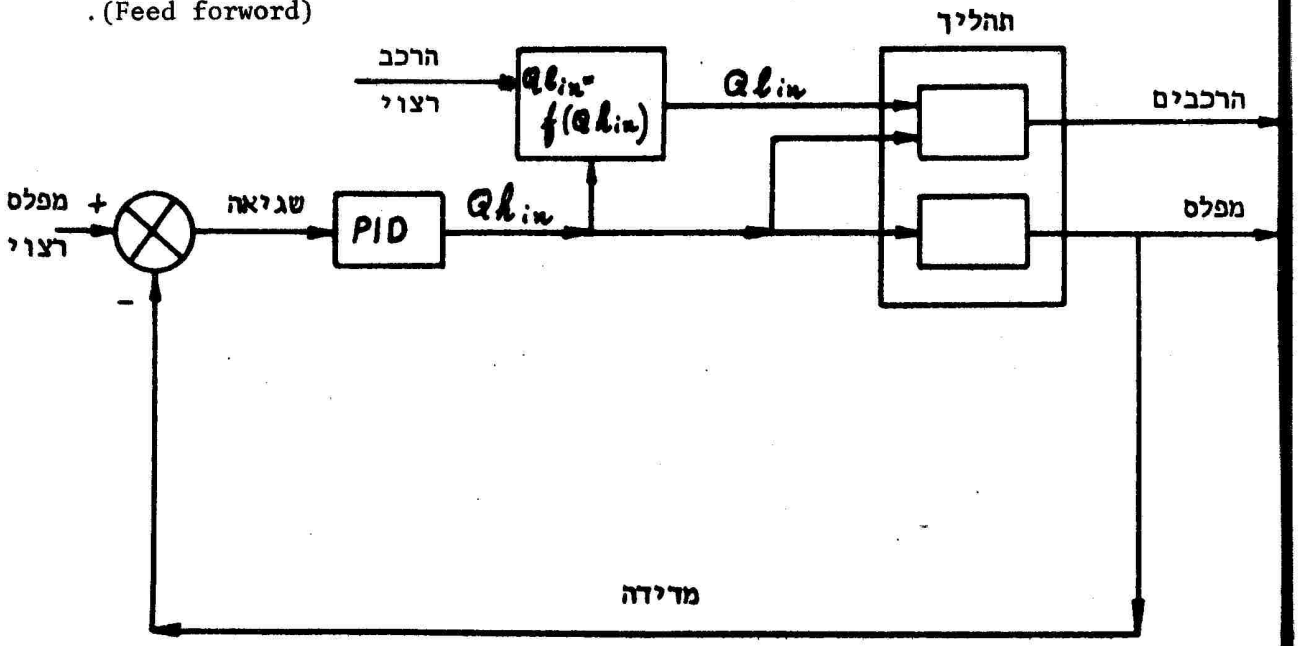
נתן לתאר את המפריד כזוג צינורות שלצורך עבודתנו מספיק לטפל באחד מהם בלבד. דרך שני צינורות אלו זורמות שתי הפאזות בזרימה בוכנתית. מוביל זה חולק לתאים שווי זמן, ז"א הכמות שנכנסה בפרק זמן קצוב (מרווח הדגימה) מהווה תא אחד במוביל. כבן זוג למוביל הנזכר מוחזקים בזכרון הרכוזים המתאימים, ועם התקדמות החומר במוביל מוזזים המספרים המייצגים את הרכוזים בהתאם. סדר הפעולות מודגם בתרשים זרימה - ציור מס' 4.2.

4.1.2 הכנסת בקרה מדרגות שונות

נתן להכניס בקלות רבה בדמוי של התהליך תיקונים לכל אחד מהזרמים, על מנת לקבל מפלס ביניים בערך רצוי, וכן רכוז יציאה כרצוננו.

לצורך בקרת המפלס הוכנס על הזרם הכבד בקר מטפוס PID, כאשר ע"י אפוס מקדמים שונים שלו, נתן לקבל בקר מטפוס P, PI. הזרם הקל נקבע באופן חד ערכי ע"י יחסים מתאימים, על מנת לקבל במצב שווי משקל את הרכוז המתאים.

ציור 4.3 מתאר בדיאגרמת בלוקים את מערכת הבקרה, כפי שהיא באה לידי ביטוי בדמין. המפלס מבוקר בבקרת משוב "רגילה" ואילו ההרכבים בהיזון מקדים (Feed forword).



ציור מס' 4.3 - דיאגרמת בלוקים של מערכת הבקרה בדמין.

Figure 4.3 - Block diagram of the simulator's control system.

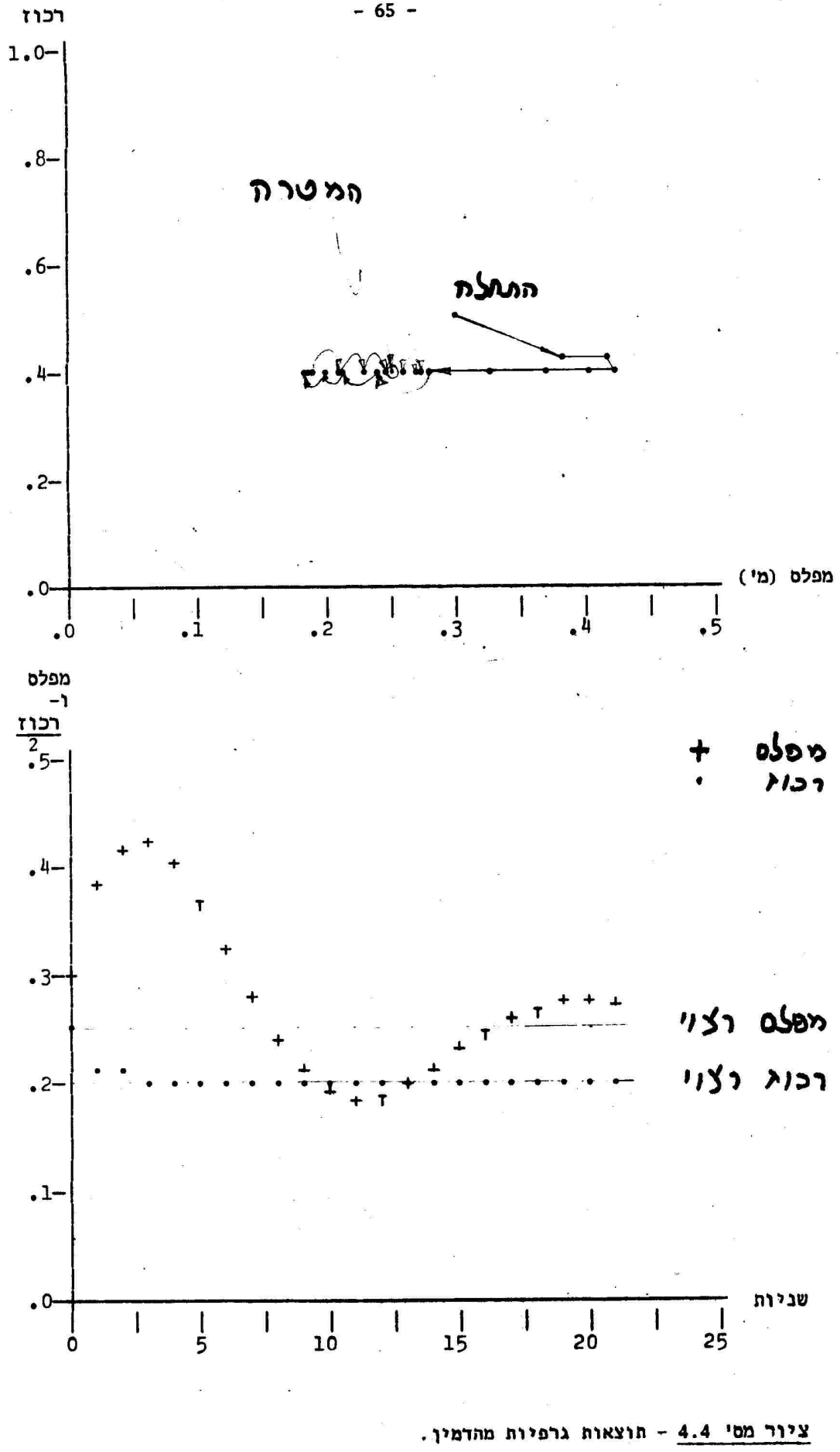
בציורים 4.4, 4.5 מתוארת בצורה גרפית התנהגות המערכת כפי שהתקבלה בדמין. בחלק העליון התנהגות במישור מפלס כנגד רכוז. העגול מקיף את הנקודה הרצויה והקו מורה את צורת ההתקדמות. החלק התחתון מתאר את התפתחות המצב כנגד הזמן.

בוצע שינוי מדרגה בשני משתני המצב בזמן t=0. מקדמי הבקר נחברו בצורה אקראית.

במקרה הראשון מתיצב ההרכב לאחר 4 פרקי זמן בעוד שהמפלס לא מגיע למידה הרצויה גם בתום 25 פרקי זמן.

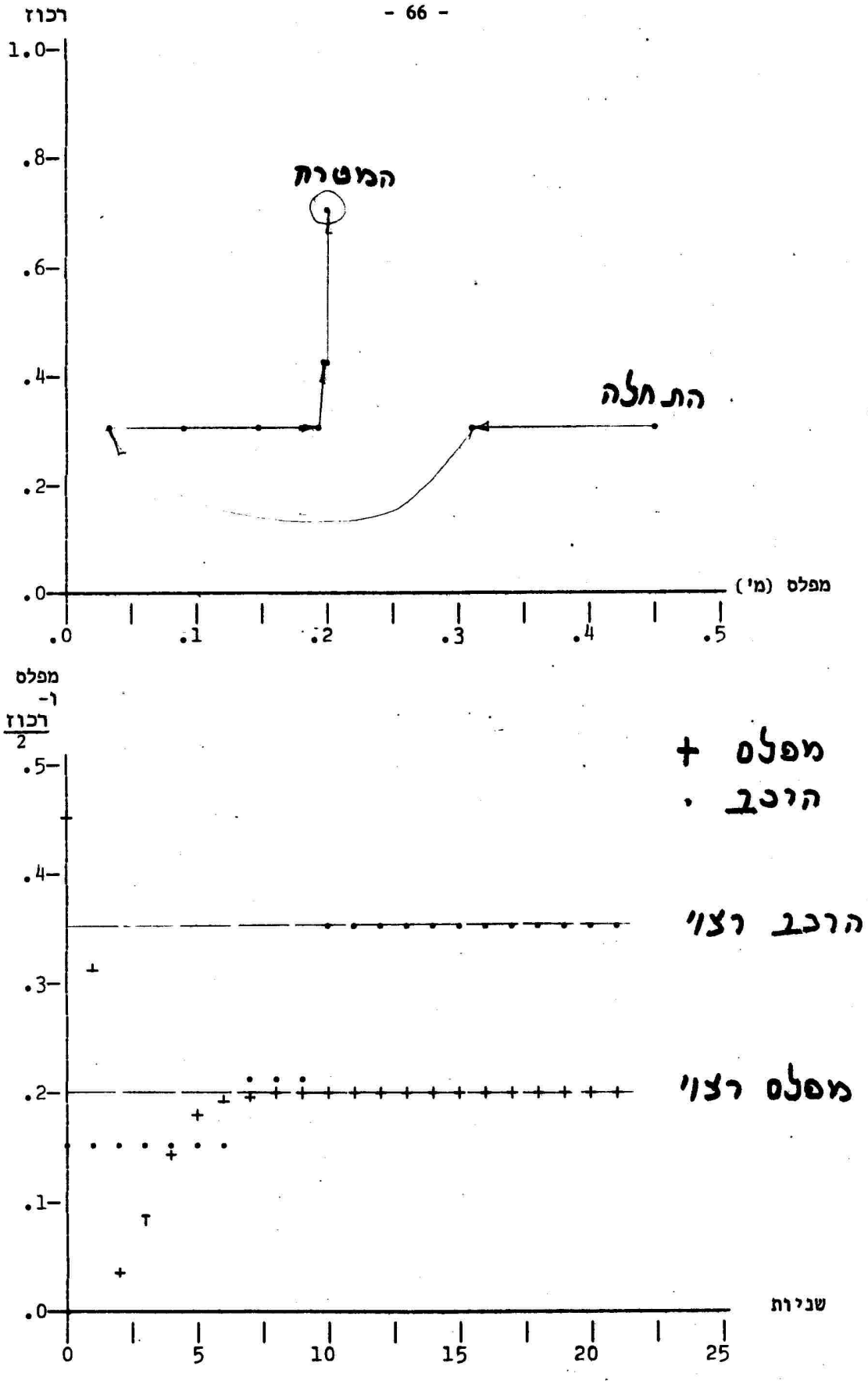
במקרה השני מתיצב ההרכב אחרי 10 פרקי זמן והמפלס אחרי 3 פרקי זמן.

התוצאות הללו מראות כי המודל,כפי שבא לבטוי בדמין, נתן לבקרה בצורה פשוטה למדי.



ציור מס' 4.4 - תוצאות גרפיות מהדמין.

Figure 4.4 - Graphic results from the simulator.



ציור מס' 4.5 - תוצאות גרפיות מהדמין.

Figure 4.5 - Graphic results from the simulator.

4.1.3 <u>דמוי המערכת על המחשב האנאלוגי ללא בקרה</u>

התהליך נתן להצגה בשתי משוואות, שכל שאר הקשרים אינם אלא "משרתיהם".

$$\frac{dHh}{dt} = \frac{1}{A}(Qh_i - Qh_o) \qquad (15)$$

$$y = (y_i \cdot Q\ell_i) + (x_i \cdot Qh_i)/(Q\ell_i + Qh_i/\alpha) \qquad (16)$$

תרשים המעגל האנאלוגי, שנבנה על מנת ליצג את המערכת נתן בציור מס' 6, כאשר הגודל Y אינגו הגודל המופיע ביציאה מהמפריד, אלא זה הנכנס למפריד. זאת בגלל הקשיים בהצגת זמן מת במחשב אנאלוגי.

הדמין נבנה על מחשב אנאלוגי מסוג YEW 3302. [illegible] 4.7 מר[illegible]
של הדמין האנאלוגי - המתאר את משוואות המערכת על הפשטותיהן ולא [illegible]

4.1.4 <u>תכנית הבקרה</u>

תכנית הבקרה כולה מורכבת משגרה ראשית ועוד מספר תת שגרות, שנועדו לספק שרותים לשגרה הראשית.

תכנית הבקרה מתבססת על בקרת משוב למפלס פאן הביניים, ובקרה מקדימה בתוספת פיצוי על זמן מת לרכוזי הפאזות העוזבות את המתקן. שרטוט בדיאגרמת בלוקים לתפיסת הבקרה מצוי בפרק 3 בציור מס' 3.8.

תרשים הזרימה של תכנית המחשב נתון בציור מס' 4.8.

התכניות עצמן נמצאות בנספח ג'.

4.1.5 <u>הפעלת תכנית הבקרה מול דמין המערכת על המחשב האנאלוגי</u>

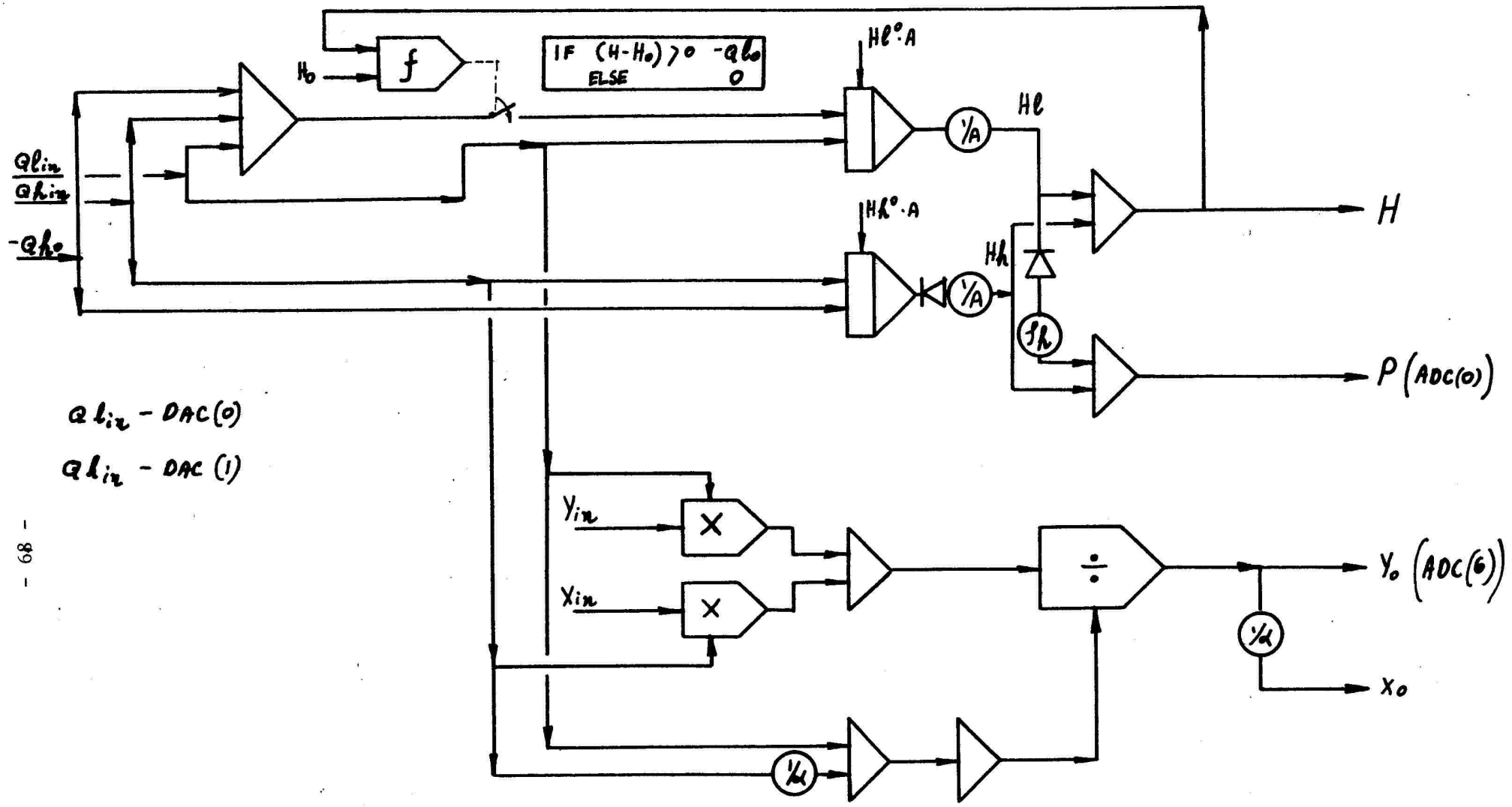
תכנית הבקרה והדמין מתבססים על אותם קשרים מתמטיים וצריכים להיות מסוגלים לפעול בתאום מלא.

בתור אמצעי בדיקה מהיר ואמין לתכנית הבקרה, היא הופעלה על הדמין שנבנה.

הצלחה בנסוי זה יכולה להבטיח כי תכנית הבקרה אכן עושה את אשר התכוון המתכנן. מהרבה בחינות אחרות היתה זו אף בדיקה למערכת המחשב, מכיוון שההתיחסות בין המחשב הספרתי לאנאלוגי היתה בדיוק אותה זו שבין המחשב הספרתי לתהליך. בחינה מעין זו עשויה לגלות ולעזור,בתקון קל יחסית, הרבה פגמים קטנים.

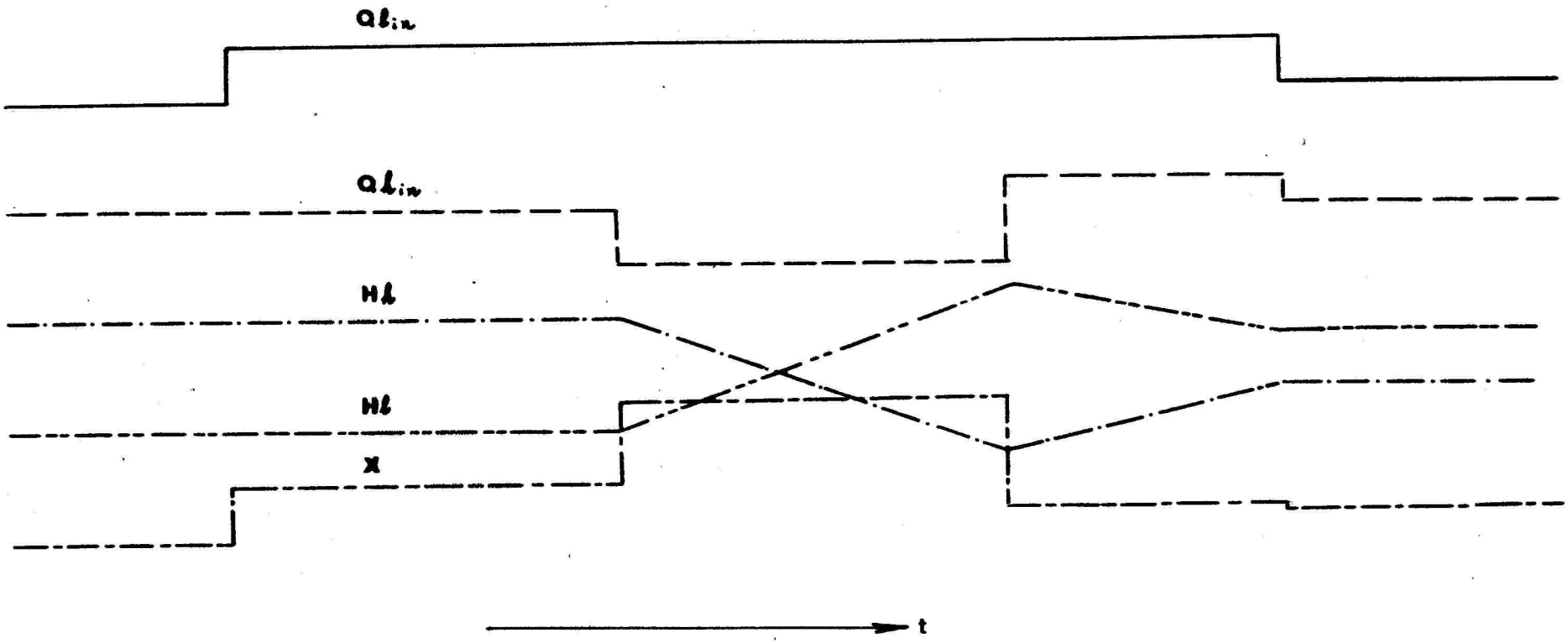
לפני שיוצגו תוצאות עבודה משותפת זו, יש לציין כי לא חושם דגש על כיול האלגוריתם הספרתי.

ציור 4.9 מראה את תגובת הדמין המבוקר לשנוי ב- S.P.



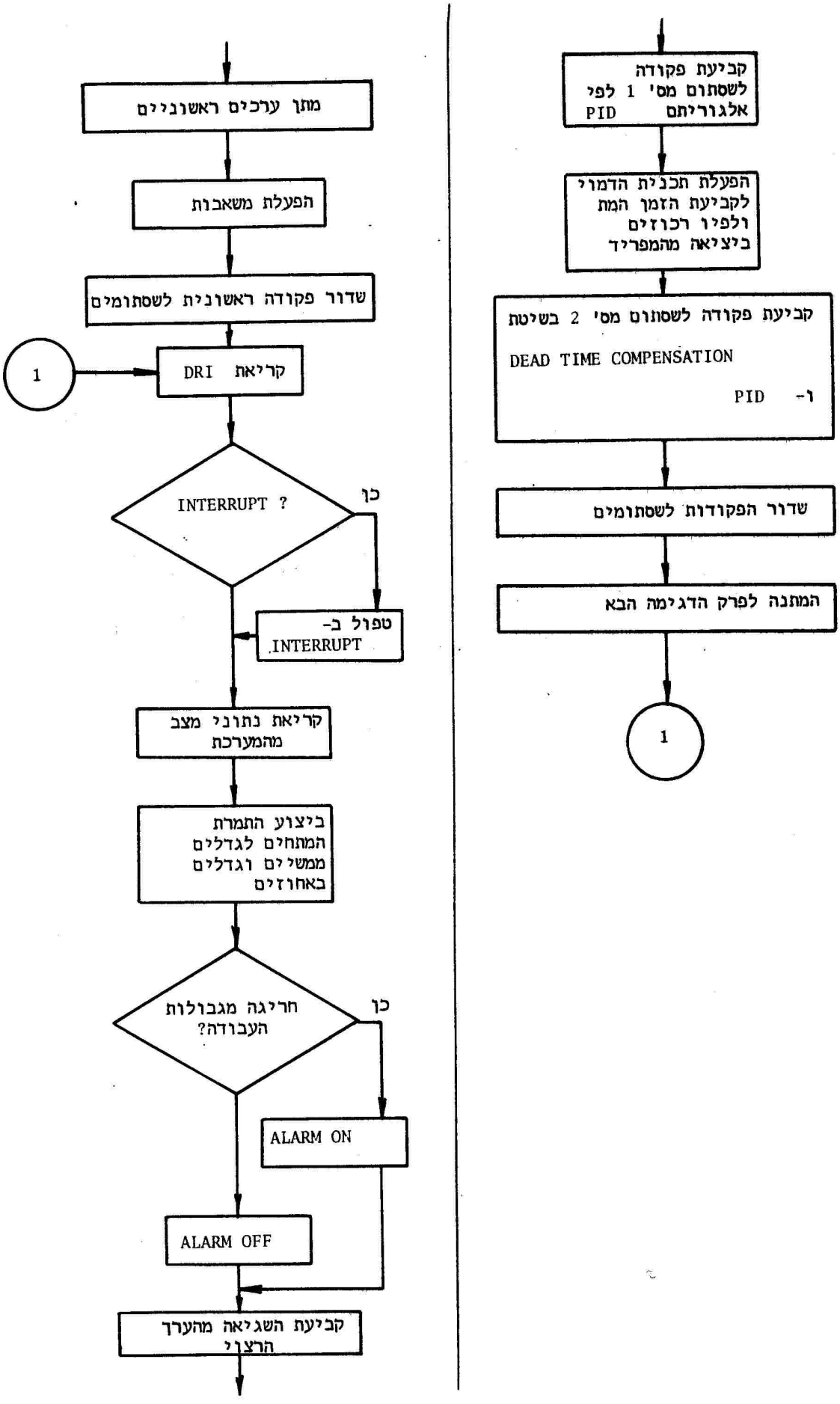
ציור מס' 4.6 - המערכת האנלוגית לדמוי התהליך וחבורה למחשב.

Figure 4.6 - The analogue simulator of the process.



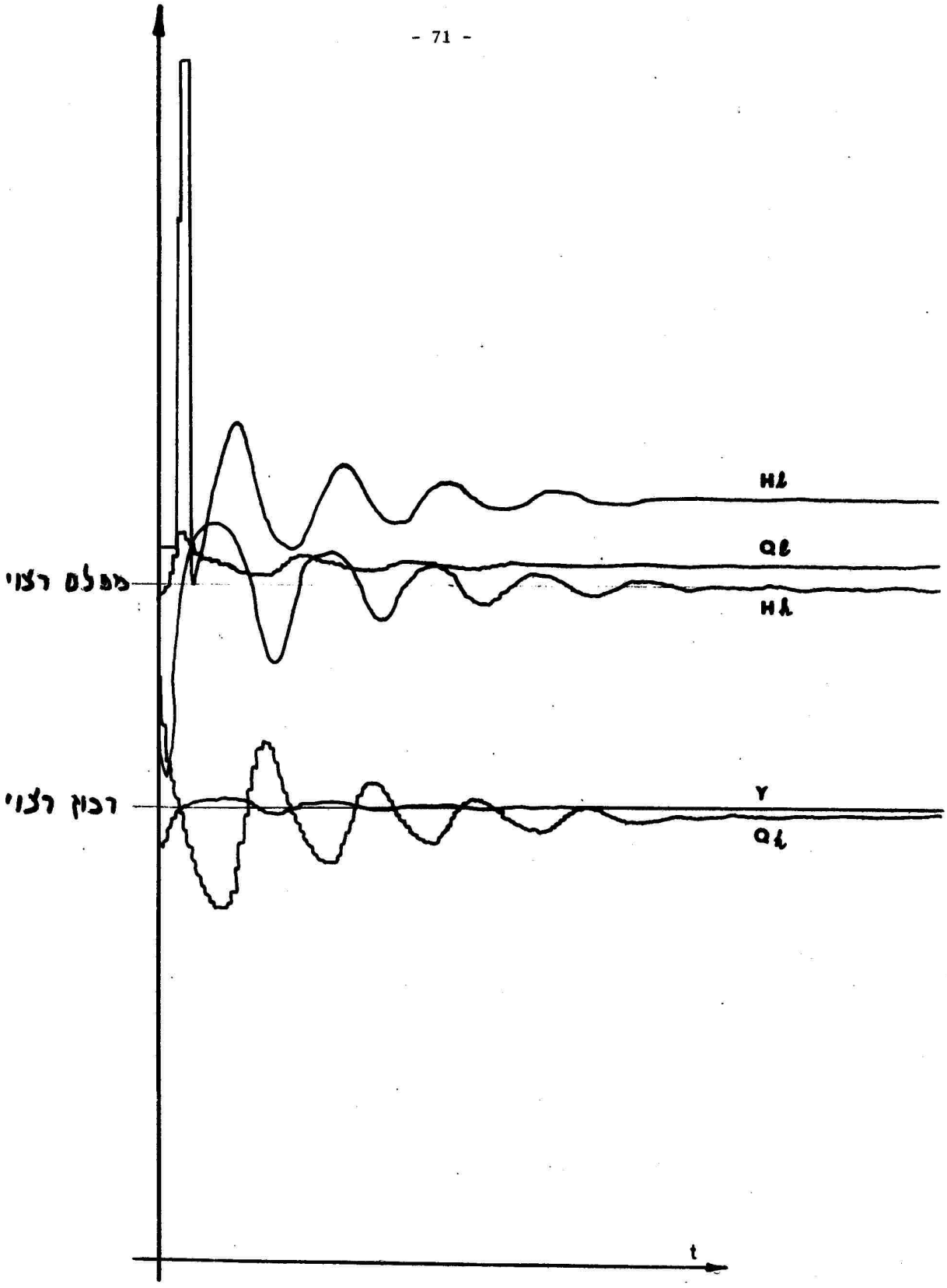
צילור מס' 4.7 - תגובת המודל האנלוגי לשינויים ואילוצים.

Figure 4.7 - The analogue model response to changes.



ציור מס' 4.8 - תרשים זרימה לתכנית הבקרה.

Figure 4.8 - Flow chart of the control program.



ציור מס' 4.9 - תגובת המערכת ההיברידית לשינוי ב- Set Point.

Figure 4.9 - The Hybrid system response to change in Set Point.

פרק 5 - העבודה הנסיונית

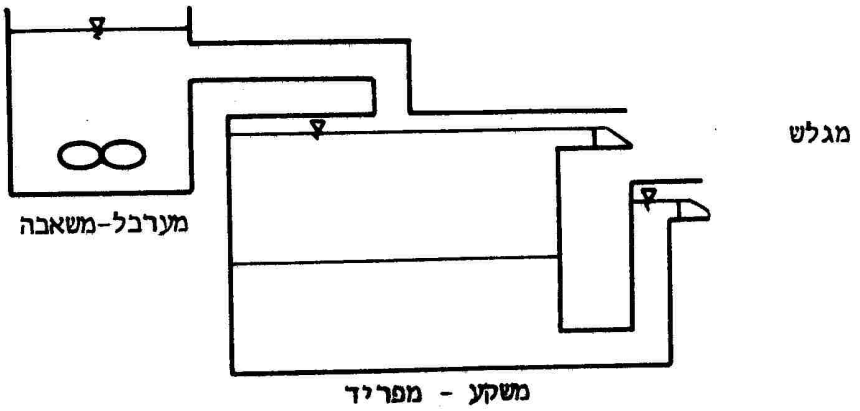
5.1 תאור המערכת הנסיונית

המערכת הנסיונית, ששימשה לצורך מימוש שפותח תאורטית , אינה אלא מערכת מבוקרת מחשב במובן במקובל של המונח, ומהרבה בחינות אין בינה לבין מערכת מעשית, הפועלת ועובדת במתקן חרושתי, דבר זולת הגודל.

במערכת חרושתית, דוגמת זו הנמצאת ב"חיפה כימיקלים בע"מ", נעשית השליטה על המפלסים בשיטה מעט שונה. המערכת (ראה ציור מס'5.1), מצוידת בסכרים ביציאת הפאזה הקלה והפאזה הכבדה, הנתנים לכוונון. גובה הסכר ביציאת הפאזה הכבדה קובע למעשה את גובה מפלס פאן הביניים, שכן העומד ההידרוסטטי של עמוד הפאזה הכבדה צריך להשתוות לסך הלחצים ההידרוסטטיים של הפאזה הכבדה והקלה במפריד.

גובה היציאה הכבדה מתוכנן כך שאין אפשרות לפאזה הקלה לצאת משם.

הבדל נוסף במערכת השאיבה והערבוב. במתקן התעשייתי אשר בשימוש ב"חיפה כימיקלים", משמש המערבל (שפותח ע"י "תמ"ל אימ"י בע"מ), גם כמשאבה, בעוד שבמתקן המעבדתי שלנו משמשות המשאבות לשאיבה בלבד, ללא כל בחישה מכנית נוספת, והערבוב נעשה מכוח הזרימה.



ציור מס' 5.1 - מתקן מערבל - מפריד תעשייתי.

Figure 5.1 - An industr-al mixer - settler unit.

Figure 5.2 - The Experimental System

ציור מס' 5.2 - המערכת הנסיונית

Control Board	1	לוח הפעלה ובקרה
Settler	2	מיכל הפרדה
Differential Pressure Sensor	3	מד לחץ השוואתי
The Mixer	4	המערבל
Aquaues Conductivity Meter	5	מד מוליכות לפאזה המימית
Alcohol Product Tank	6	מיכל תוצרת פאזה כוהלית
Aquaues Product Tank	7	מיכל תוצרת פאזה מימית
Aquaues Control Valve	8	שסתום בקרה פאזה מימית
Alcohol Control Valve	9	שסתום בקרה פאזה כוהלית
Switching Unit	10	יחידת מיתוג
Alcohol Tanks - Fud	11	מיכלי כוהל - הזנה
Water Tanks - Fud	12	מיכלי מים - הזנה
Water Pumps	13	משאבות מים
Alcohol Pump	14	משאבת כוהל

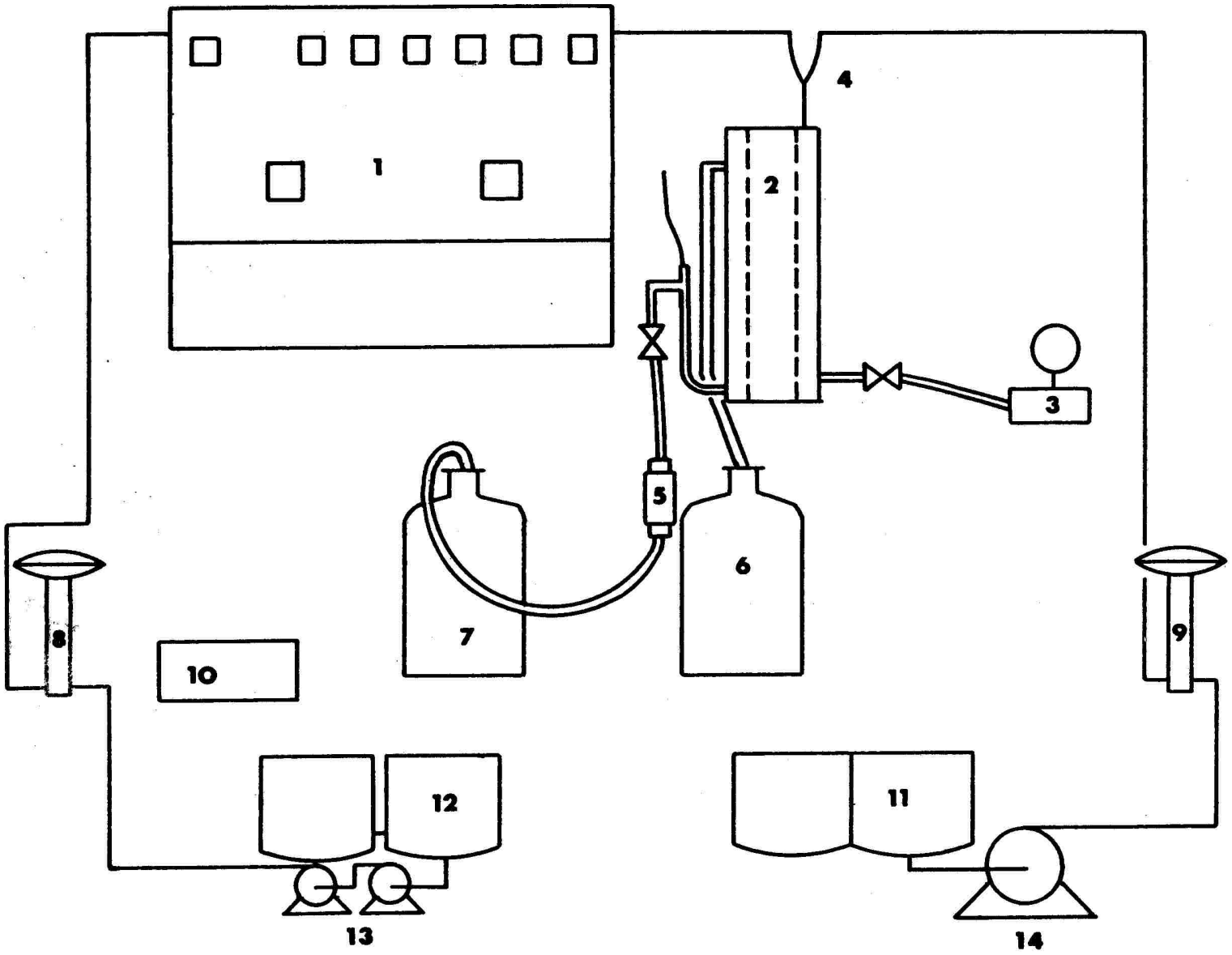


Figure 5.2.1 - Experimental System - Main Parts.

צילור מס' 5.2.1 - תמערכת הנסיונית - עיקריה.

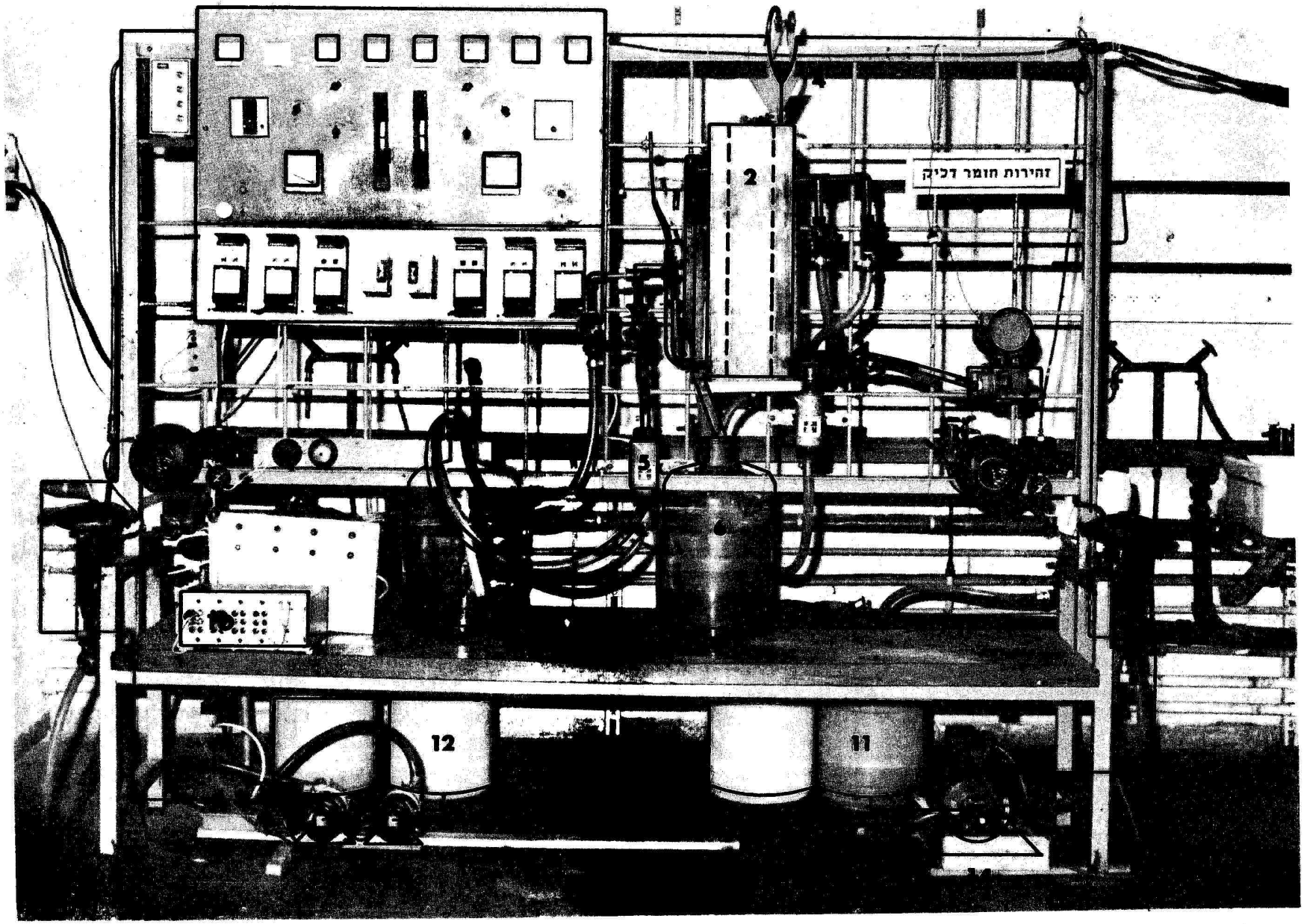


Figure 5.2.1 Experimental System Main Parts.

צילור מס' 5.2.2 - המערכת הניסיונית - עיקריה.

צילור מס' 5.2.1 - המערכת הניסיונית - מבט כללי.

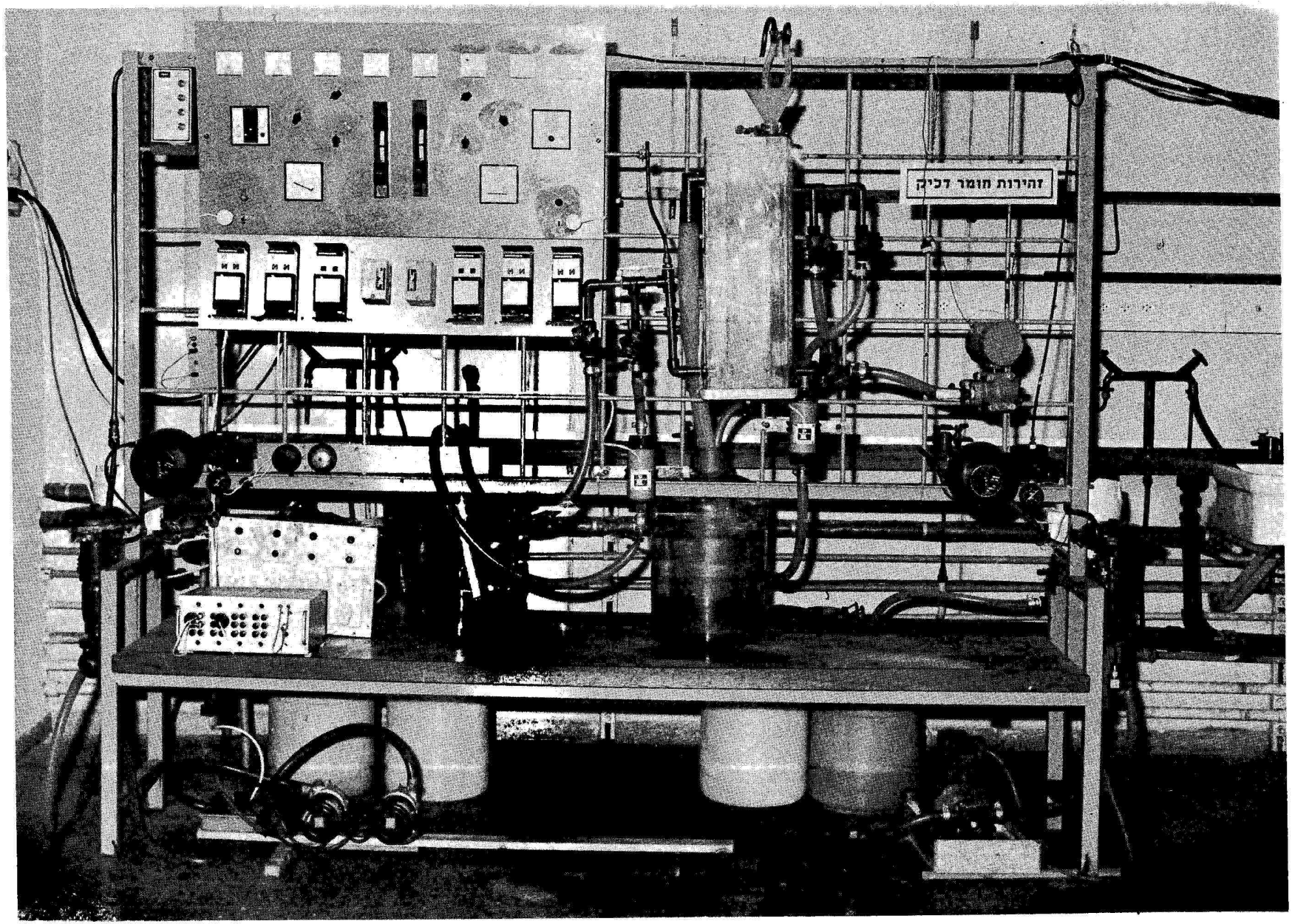


Figure 5.2.2 - Experimental System - Main View.

ציור מס' 5.2.2 - המערכת הנסיונית - מבט כללי.

5.2 התהליך:

לצורך ביצוע התהליך מצוי נוזל - נוזל, נבנה המתקן הנראה בציור מס' 5.2.

המתקן כולל:

-- מיכלים המכילים את חומרי המוצא לתהליך 40 ליטרים.

-- משאבות להזרמת החומרים:

משאבה להזרמת הכוהל מטפוס Jabsco מונעת במנוע 0.6 HP, RPM440.

זוג משאבות צנטריפוגליות מורכבות בטור להזרמת המים, מטפוס Little Giant F33H×ESH 2210.

-- שסתומי בקרה פנאומטיים מסוג Elliott-511B.

-- יחידת ערבוב העשויה Y צינורות זכוכית mm 10 ϕ. עבודה נסויית קודמת הראתה דיספרסיה טובה וטיפות קטנות.

-- יחידת הפרדה 600×190×190 עשויה פרספקס, מצוידת במחיצות מנוקבות לשיכוך הזרימה במפריד לקרוב זרימה בוכנתית.

-- מיכלי איסוף לתוצרת.

על התהליך מורכבים מספר חישנים (Sensors):

-- יחידת מדידה לעומד הנוזל במיכל ההפרדה, המבוסס על מדידת הלחץ ההידרוסטטי בתחתית המיכל; Rosemont.

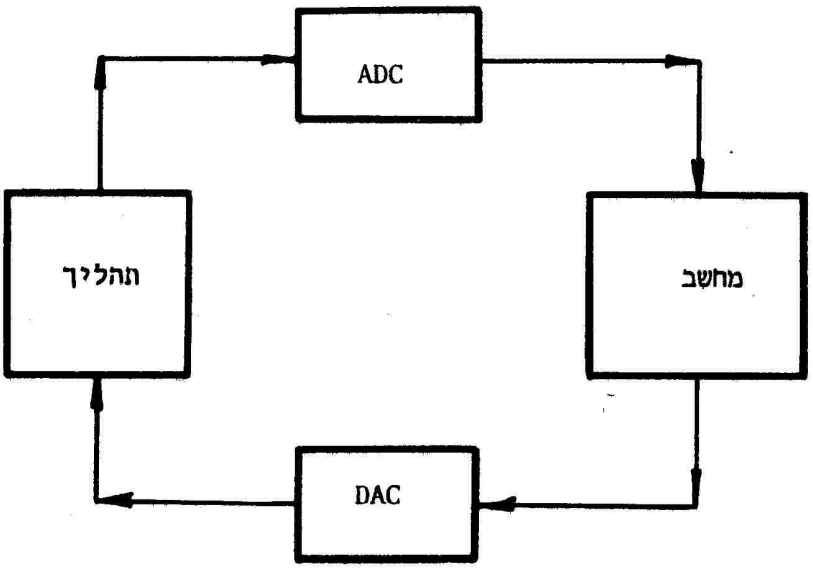
-- יחידת מדידה להרכב הפאזה המימית העוזבת את מיכל ההפרדה מבוססת על תא מוליכות; Polymetron Type 521.

-- יחידות מדידת ספיקה על שני הזרמים הנכנסים לתא הערבוב; מורכב מ:

Fisher Electronic Transmitter Type 2340,

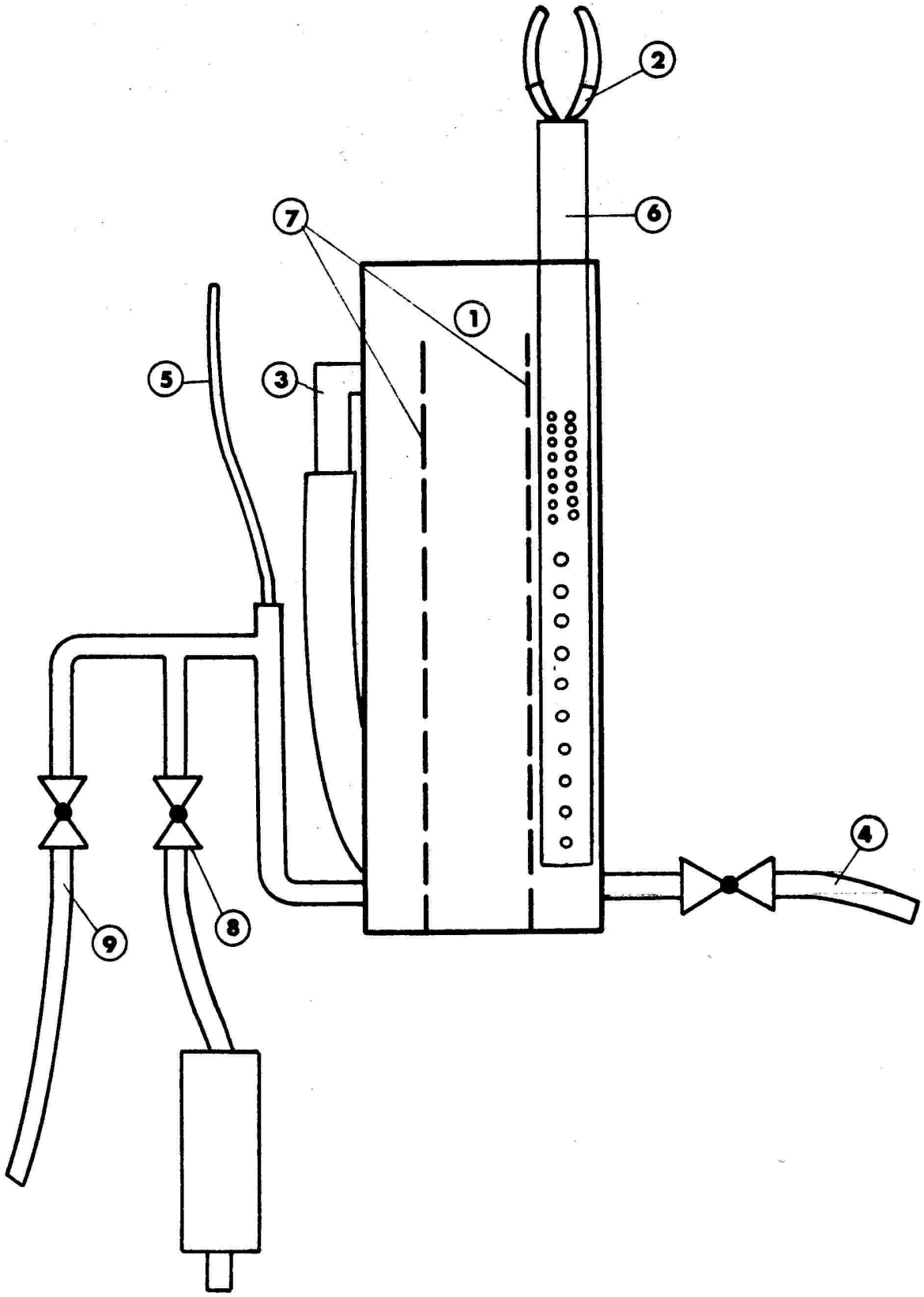
Fisher Differential Sensor Type 382,

Fisher Integral Orifice .25ϕ.



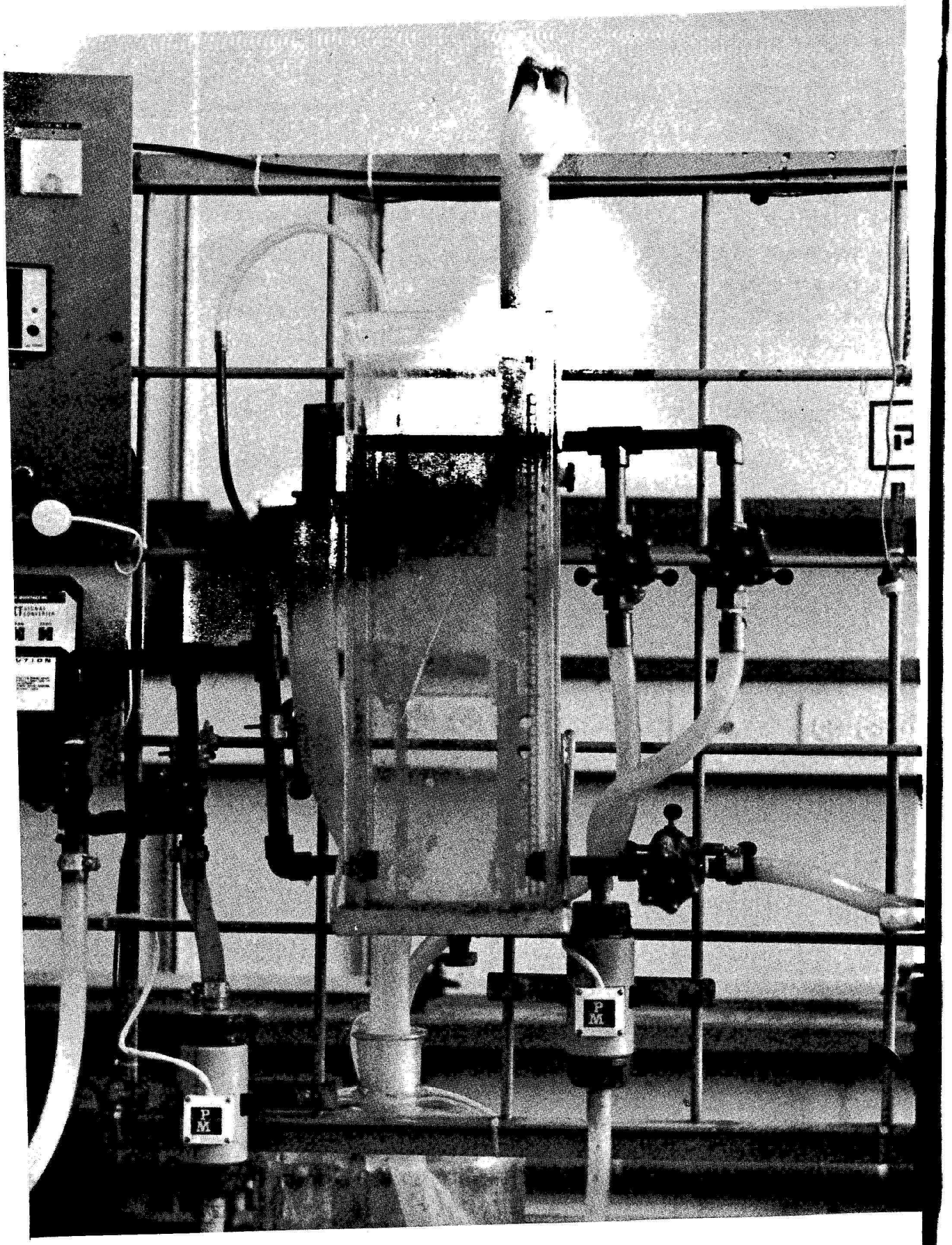
ציור מס' 5.3 - המערכת הנסיונית - דיאגרמת בלוקים.

Figure 5.3 - The experimental system - block diagra-.



ציור מס' 5.4.1 - מיכל ההפרדה - עיקרי.

Figure 5.4.1 - The settler - main.



צילור מס' 5.4.2 - מיכל ההפרדה - מראה כללי.

Figure 5.4.2 - The settler - General view.

Figure 5.5 - The Control Board

ציור מס' 5.5 - לוח הבקרה

Pressure Indicator	1	מורה לחץ
Water Flow Indicator	2	מורה זרימה - מים
Alcohol Flow Indicator	3	מורה זרימה - כוהל
Water Concentration Indicator	4	מורה רכוז - מים
Alcohol Concentration Indicator	5	מורה רכוז - כוהל
Alcohol Control Valve Indicator	6	מורה מצב שסתום כוהל
Water Control Valve Indicator	7	מורה מצב שסתום מים
Alcohol Conductivity Concentration Transducer	8	מתמר אותות מוליכות - רכוז - כוהל
Alcohol Concentration Indicator	9	מורה רכוז - כוהל
Water Conductivity Concentration Transducer	10	מתמר אותות מוליכות - רכוז - מים
Water Concentration Indicator	11	מורה רכוז - מים
Water Pumps Switch	12	מפסק הפעלה משאבות מים
Alcohol Pump Switch	13	מפסק הפעלה משאבת כוהל
Transducer Board	14	לוח מתמרים

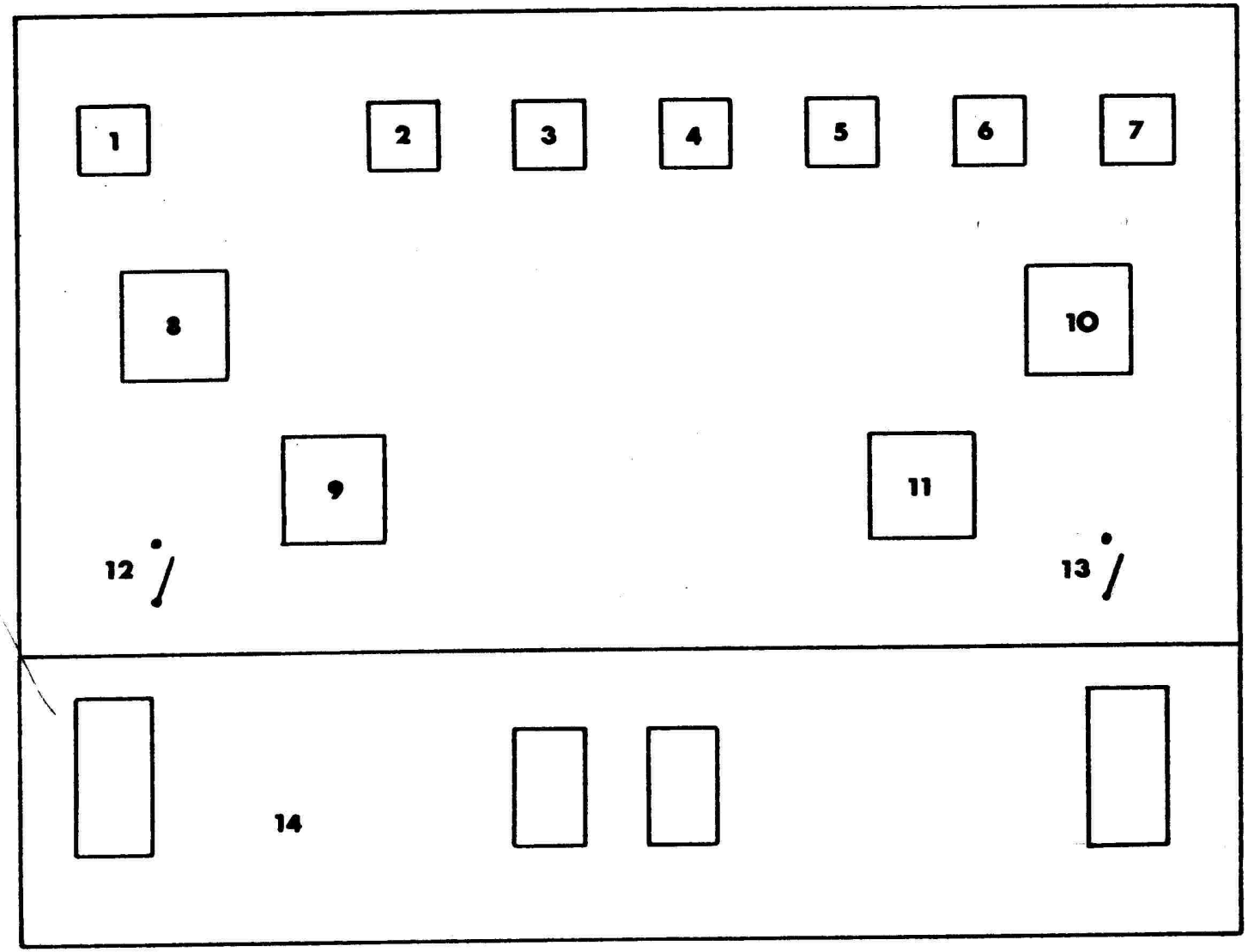


Figure 5.5.1 - The Control Board - Main Parts.

ציור מס' 5.5.1 - לוח הבקרה - עיקרים.

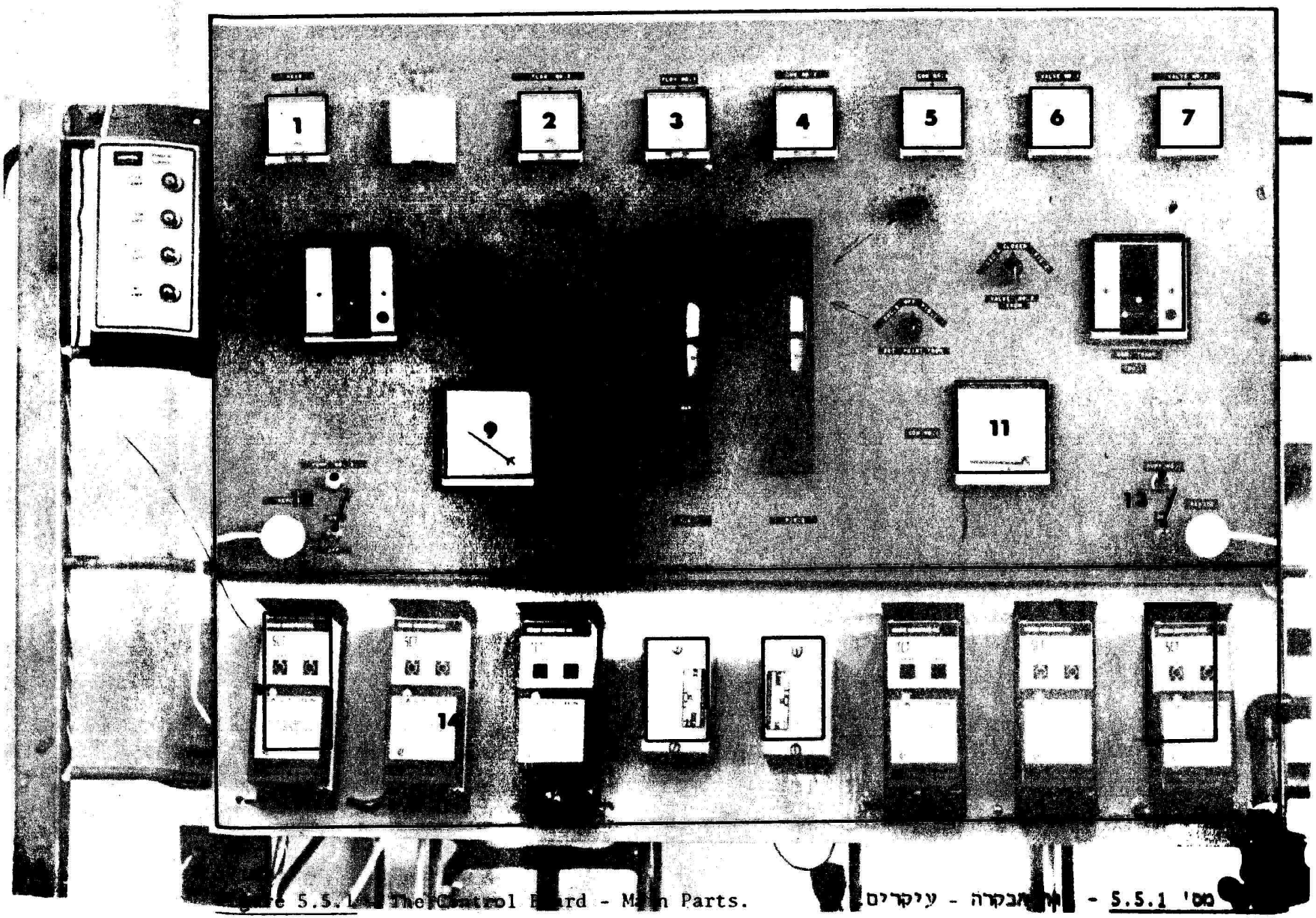


Figure 5.5.1 - The Control Board - Main Parts.

מס' 5.5.1 - לוח הבקרה - עיקרים

Figure 5.5.2 - The Control Board - General View.

ציור מס' 5.5.2 - לוח הבקרה - מבט כללי

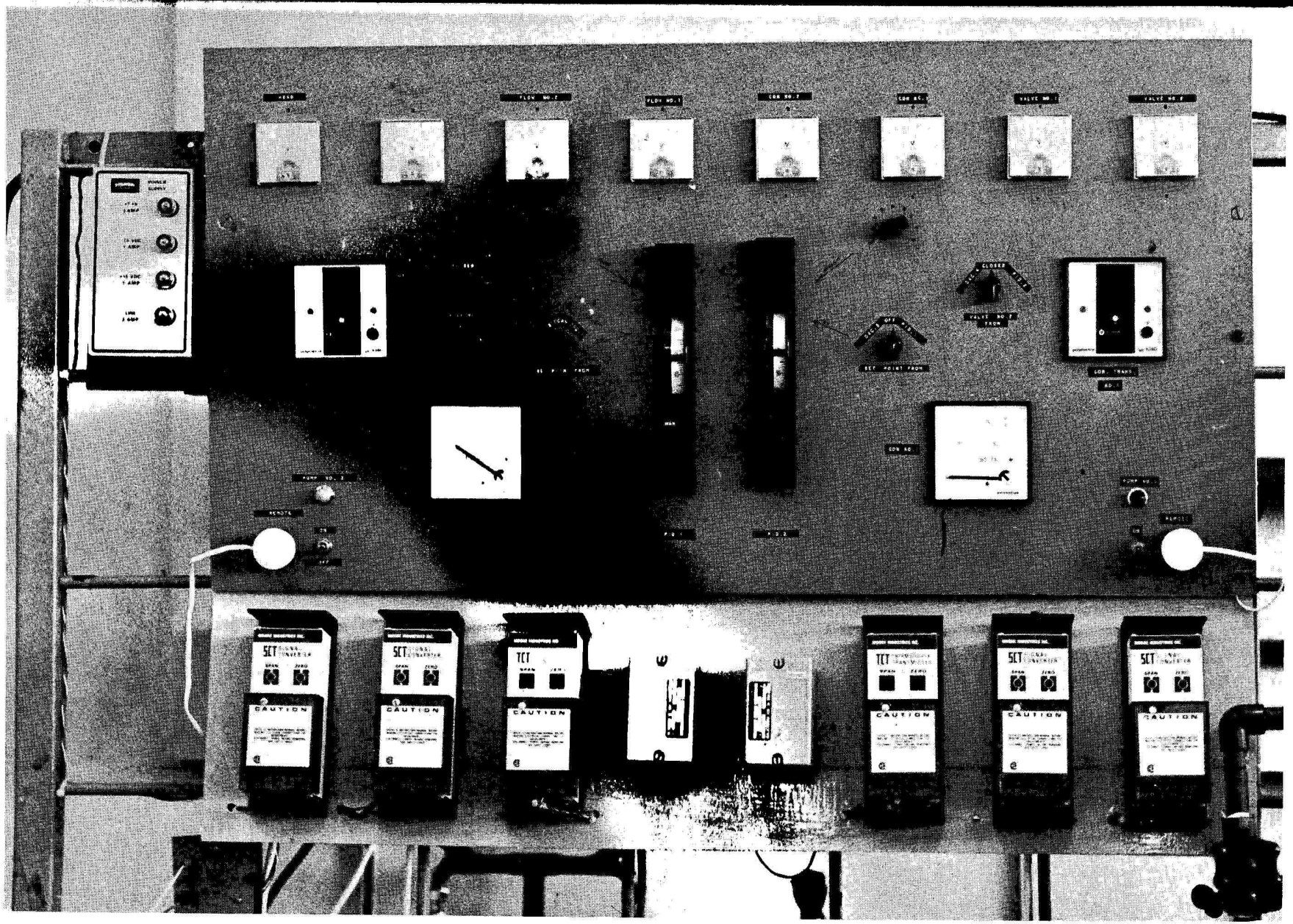


Figure 5.5.2 - The Control Board - General View.

ציור מס' 5.5.2.- לוח הבקרה - מבט כללי.

כל יחידות מדידה אלו מצויידות במתמרים מתאימים להעברת המידע ליחידת ההפוך של המחשב מאותות אנאלוגיים לאותות ספרתיים.

המחשב שהשתמשנו בו לבקרה על התהליך הוא מסוג PDP-8/e מצוייד ב-

16 K זכרון;

2 RK05 - Disk Drive;

DK8-EA - Real Time Clock;

6 ערוצים - 12 DAC ביט AA50-A;

8 ערוצים - 12 ADC ביט AD8-EA;

12 ערוצים DR8-EA Digital I/O;

מצג חזותי - CRT-VR14 להצגת עד 1024 נקודות;

יחידת עבוד FPP-12 - להגדלת מהירות הביצוע של ה- FORTRAN.

לשם קבלת הפקודות מהמחשב מצוייד המתקן במתמרים מתאימים מאותות אנאלוגיים חשמליים (המתקבלים ממתמר האותות הספרתיים לאנאלוגיים הנמצא במחשב), ועד לאותות פנאומטיים של לחץ אויר.

ככלל בוצעה הבקרה ע"י שליטה על מצב השסתומים - ספיקות שתי הפאזות.

5.3 מהלך הנסויים

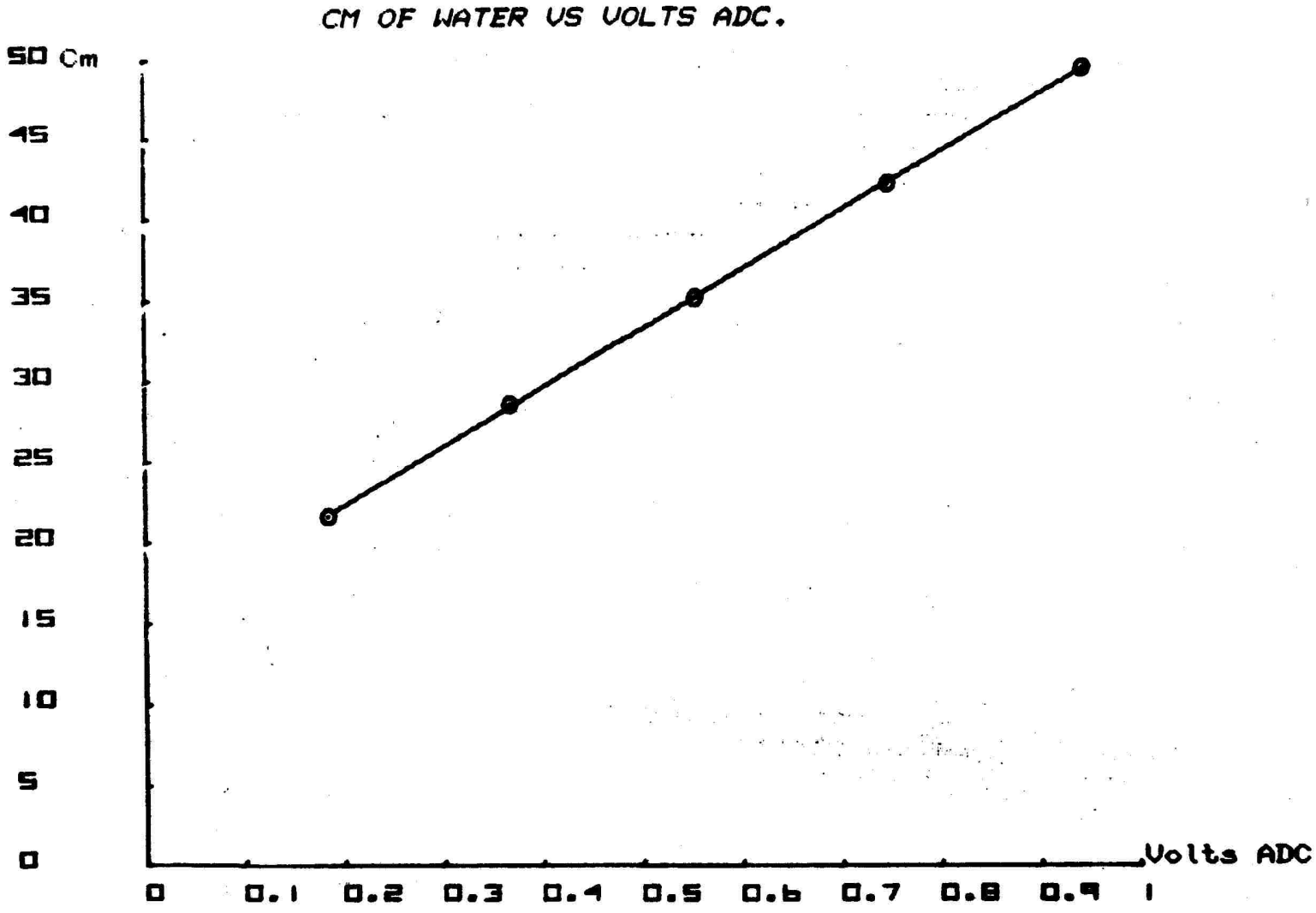
קודם לתחילת הנסויים בוצע כיול של כל מכשירי המערכת. כל אותם גדלים המשמשים לצורכי תכנית הבקרה נמדדו בתחומים שונים ובוצעה התאמת עקומות מדרגות שונות בשיטת הרבועים המזעריים (Least Squares).

כיול מד הלחץ: המערכת מצוידת במכשור למדידת לחץ הממותקן בתחתית מיכל ההפרדה. מיכל ההפרדה מולא בכמויות שונות של מים ובוצעה קריאה ע"י המחשב. דרך הנקודות שנאספו הועבר קו ישר שמקדמיו נמצאו. ראה ציור מס' 5.6.

כיול מדי הספיקה: דרך מדי הספיקה הועברה ספיקה קבועה. האות האנאלוגי נקרא ע"י המחשב והתוצאה נרשמה. הפעולה נשנתה בספיקות נוספות. הספיקה דרך מד הספיקה נמדדה פיזית ע"י כלי קבול ושעון עצר. ראה ציורים מס' 5.8,5.7.

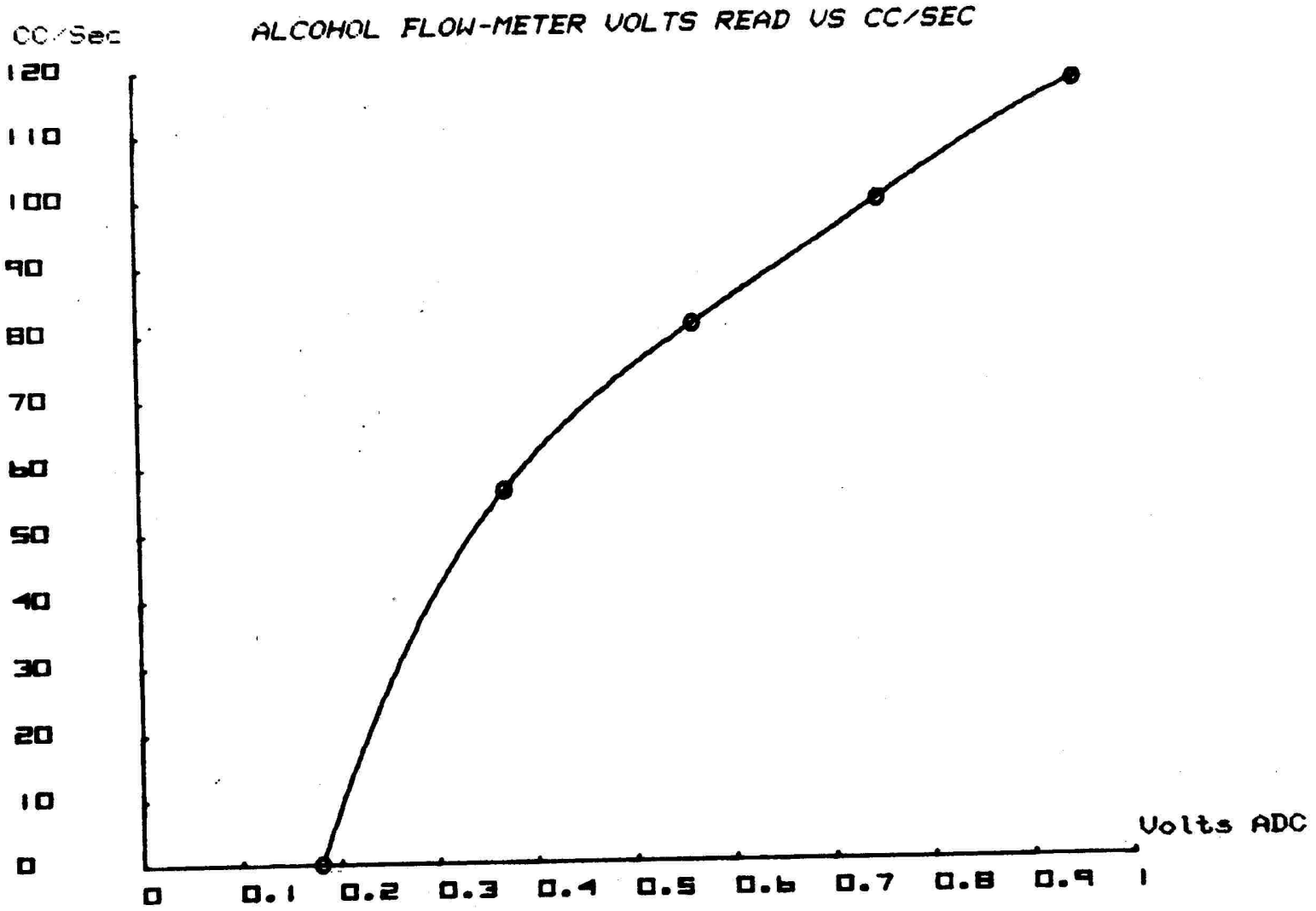
כיול מד המוליכות: למד המוליכות הוכנסה הפאזה המימית של תמיסת מים מזוקקים, כוהל איזו אמילי וחומצה אצטית שהופרדה. מידת המוליכות נקראה ע"י המחשב והתמיסה כוילה באמצעות טטרציה ישירה ב- NaOH. על הנקודות שנאספו הותאמה עקומה ששמשה לצורך אינטרפולציה של התוצאות בנסוי, לשם קבלת קריאה ביחידות רכוז. ראה ציור מס' 5.9.

כיול החומרים המשתתפים בנסוי: דגימה מהפאזה המימית הוכנסה למד המוליכות ותכולת החומצה בהם התקבלה מיד. מכיון שמד המוליכות לא היה מסוגל למדוד את תכולת החומצה בכוהל ישירות, ננקטה שיטה שונה: כמויות נתונות (בד"כ שוות) של מים וכוהל נבחשו עד להגעה לשווי משקל, והפאזה המימית שהופרדה מהתערובת נמדדה



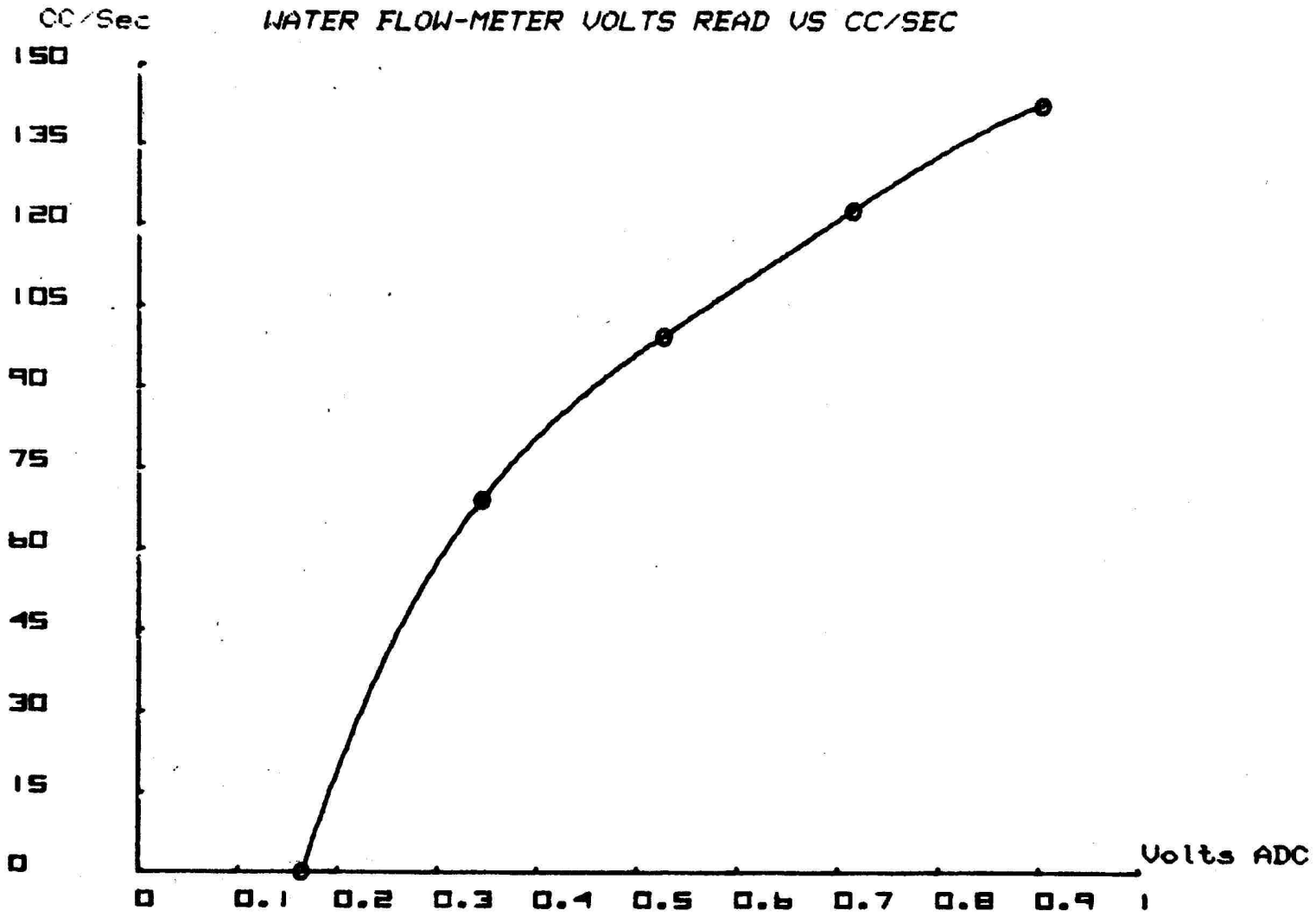
ציור מס' 5.6 - המתח המופק ממד הלחץ הדיפרנציאלי כנגד גובה הנוזל במיכל.

Figure 5.6 - The output voltage of the differential pressure cell vs the liquid head.



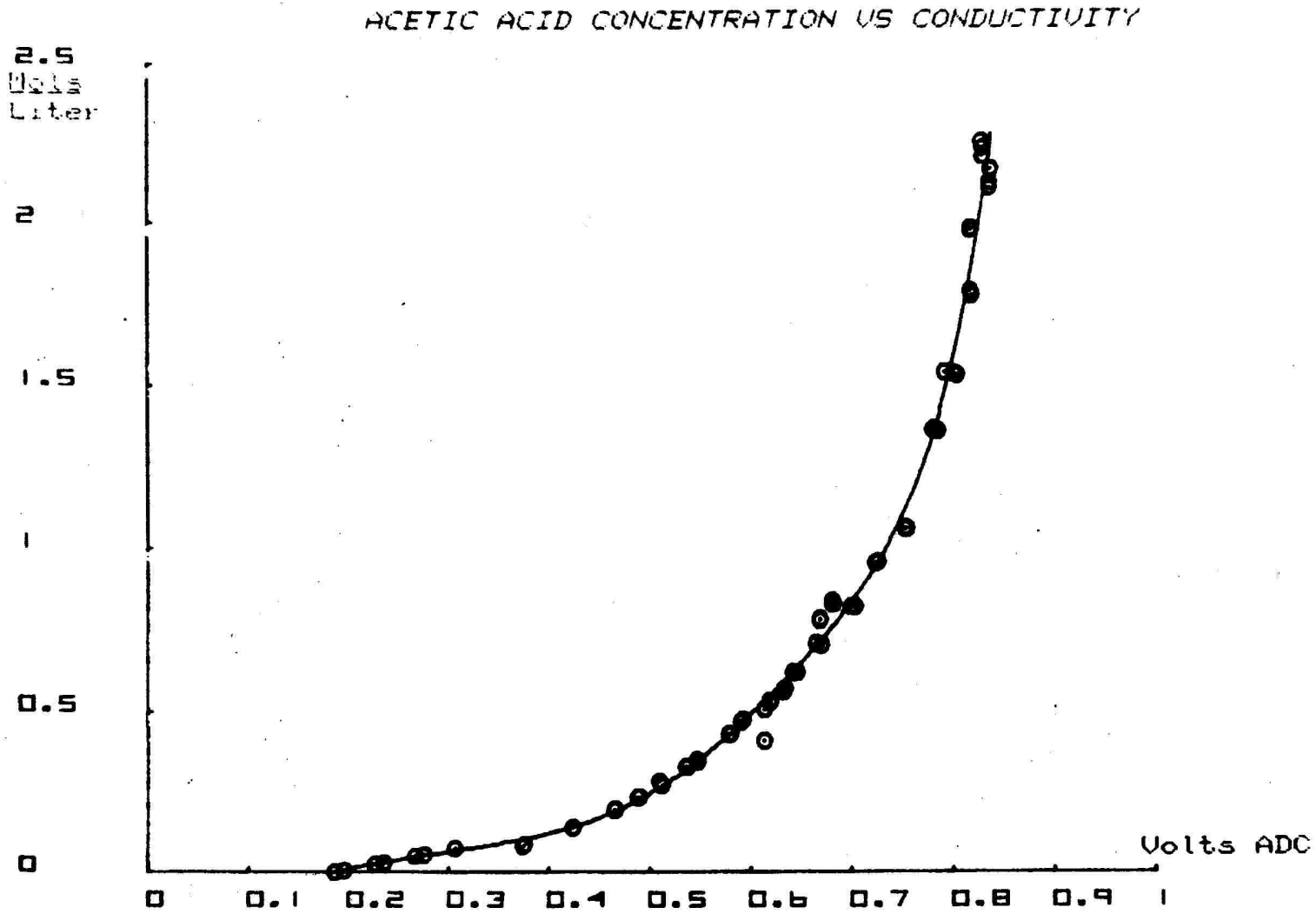
ציור מס' 5.7 - המתח המופק ממד הספיקה של הפאזה הכוהלית כנגד הספיקה והעקום המותאם.

Figure 5.7 - The output voltage of the alcohol flow meter vs the flow and the fitted curve.



צילור מס' 5.8 - המתח המופק ממד הספיקה של הפאזה המימית כנגד הספיקה והעקום המותאם.

Figure 5.8 - The output voltage of the water flow meter vs the flow and the fitted curve.



ציור מס' 5.9 - המתח המופק ממערכת מדידת המוליכות כנגד ריכוז החומצה האצטית בפאזה המימית והעקום המותאם.

Figure 5.9 - The output voltage of the conductivity meter system vs the Acetic Acid concentration within the Aquaeus fase.

למציאת רכוזה. רכוז הפאזה הכוהלית חושב לפי הנוסחה:

$$y = (1 + \alpha) \cdot x^* - x_i \qquad (1)$$

בגלל אופי המערכת הוגבלה כל הרצה לכמות הנתנת של חומרי המוצא, קרי כוהל ומים.

מכיוון שכמות הכוהל היתה מוגבלת היה הנסוי בד"כ מצוי של חומצה אצטית מכוהל ע"י מים דלי חומצה.

הכוהל שהיה בשימוש בנסוי היה כוהל אידו אמילי, שבשימוש תהליך תמ"י ב"חיפה כימיקלים", והתקבל מהם לצורך נסוי זה.

מכיוון שמידת החומצה במים נמדדה ע"י מוליכות המים, הרי מי ברז רגילים הו בעלי מוליכות גבוהה מכדי שנתן יהיה לעבוד אתם בנוחיות. מסיבה זו נעשה שימוש במים מזוקקים או במים מטופלים ע"י מחליף יונים.

המכשור הקיים לא התאים למדידת מוליכות הכוהל, ולכן בוצעה מדידת מוליכות של המים בלבד, מתוך הנחה כי המים והכוהל בשווי משקל.

מהלך הארועים בנסוי ספוסי הוא:

-- מילוי המיכלים בחומרי מוצא: כוהל ומים. הוספת חומצה, במידת הצורך, לפאזה החמוצה.
-- הפעלת תכנית הבקרה.
-- הפעלת אילוצים או שינויים ב- S.P. לפי מטרת הנסוי.
-- תוצאות הנסוי התקבלו על גרף (ראה סעיף 5.4 - תוצאות).

5.4 תוצאות

תכנית הבקרה הופעלה על מתקן נסיוני במעבדה. בגלל מגבלות טכניות של גודל המיכלים הוגבל משך הנסויים, וקשה היה להגיע לפרקי זמן ארוכים.

נערכו 24 נסויים מבוקרים. כוונון הבקרים בוצע בצורה שיטתית לפי Luyben (29) - אם כי לא באופן מושלם.

ציורים 5.10, 5.11, 5.12 מיצגים שלושה מהם.

בנסוי מס' 16, ציור 5.10 בוצע שינוי עומס. הגודל הרצוי במפלס הוצב על 25 ס"מ ונתן לראות כי הגודל המציין את מפלס פאן הביניים Hh אכן נשאר יציב לאורך הנסוי, לאחר מצב המעבר בעת ההפעלה.

הגודל הרצוי בהרכב הוצב על 45% ונתן לראות כי גודל זה נשמר בקרוב, אם כי התנודות היו בסדר גודל של 5% .

מקדמי הבקרים נתנים בטבלה 5.1.

ב- t=485 נפתח ברז היציאה ונתן לראות ב-Fh שהיא המדידה המתקבלת ממד הספיקה של הפאזה הכבדה או Qh שהיא הפקודה הנשלחת לשסתום הפאזה הזו.

ב- t=1471 הוספו מים לא חמוצים - חמוצים פחות מאלו שהיו בשמוש קודם לכן - בלי לתקן את הנתונים בתכנית. ספיקת ההזנה של המים קטנה וספיקת ההזנה של הכוהל גדלה.

נסוי מס' 17 היה בדיקה של המערכת. במקום להפעיל את הבקרה עם תכנית לפצוי על הזמן המת - Dead Time Compensation) בוצעה הבקרה על הרכוז ביציאה מהמיכל ע"י בקרת משוב, בפרקי דגימה ארוכים יותר. המערכת התקשתה לעקוב אחרי המתרחש והופיעה תנודה במצב הברז של הפאזה הקלה ובעקבות זאת נכנסה ההפרעה למפלס פאן הביניים ו"שגעה" את המערכת. תוצאה זו מצביעה כי אכן השמוש בפצוי לזמן מת נותן יתרון עפ"י שמוש ב- PID - כצפוי.

ציור מס' 5.12 מתאר את נסוי מס' 21.

בנסוי זה התקבלה ההתנהגות הטובה ביותר. בוצע שינוי ב- S.P. והמערכת הגיבה. פתיחת השסתום של הפאזה הקלה לאחר זמן בעקבות זיוף כנראה במערכת הדמין, שהתגלה ביציאה מהמפריד בסביבות t=800 sec. התקון חריף מדי ומשתנה מצב זה. ההרכב נכנס לתנודה - עד לגמר המיכל המכיל את הפאזה הקלה ב- t=2844 sec. מתוך תוצאות אלו נראה כי תכנית הבקרה מכילה טעות במקום כל שהוא - סביר להניח כי הנחת משטרי הזרימה הבוכנתיים מקילה מדי ולא מתארת את שאכן קורה במפריד.

הערות	סיום t sec	Δt sec	PID 2 K_c	PID 2 K_I	PID 2 K_D	PID 1 K_c	PID 1 K_I	PID 1 K_D	SP_2 %	SP_1 Cm	נסוי מס'
Qh_o הגדלת t=485, t=1471 - הוספת מים.	1721	2	4	20	.01	5	20	.1	45	25	16
PID ולא DTC.	1160	5	4	20	.01	5	20	.1	50	25	17
החלפת מקדמים כ- t=2431.	2844	10	.5	25	.01	2	20	.1	50	25	21
			1	10	.1	1	20	.1			

טבלה מס' 5.1 - נסויים 21, 17, 16.

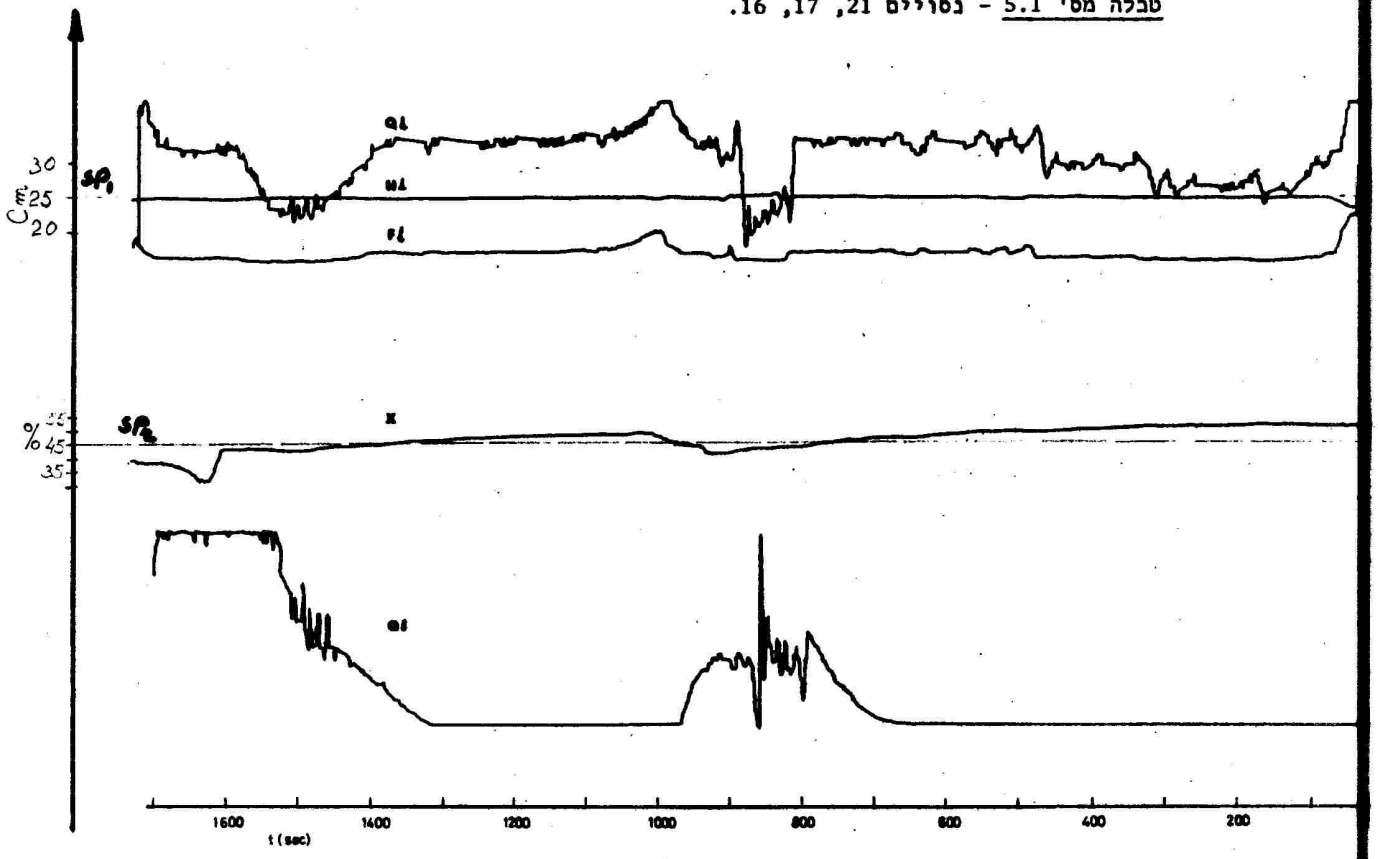


Figure 5.10 - Experiment no. 16.

צירר מס' 5.10 - נסוי מס' 16.

Figure 5.11 - Experiment no. 17.

צילור מס' 5.11 - נסוי מס' 17.

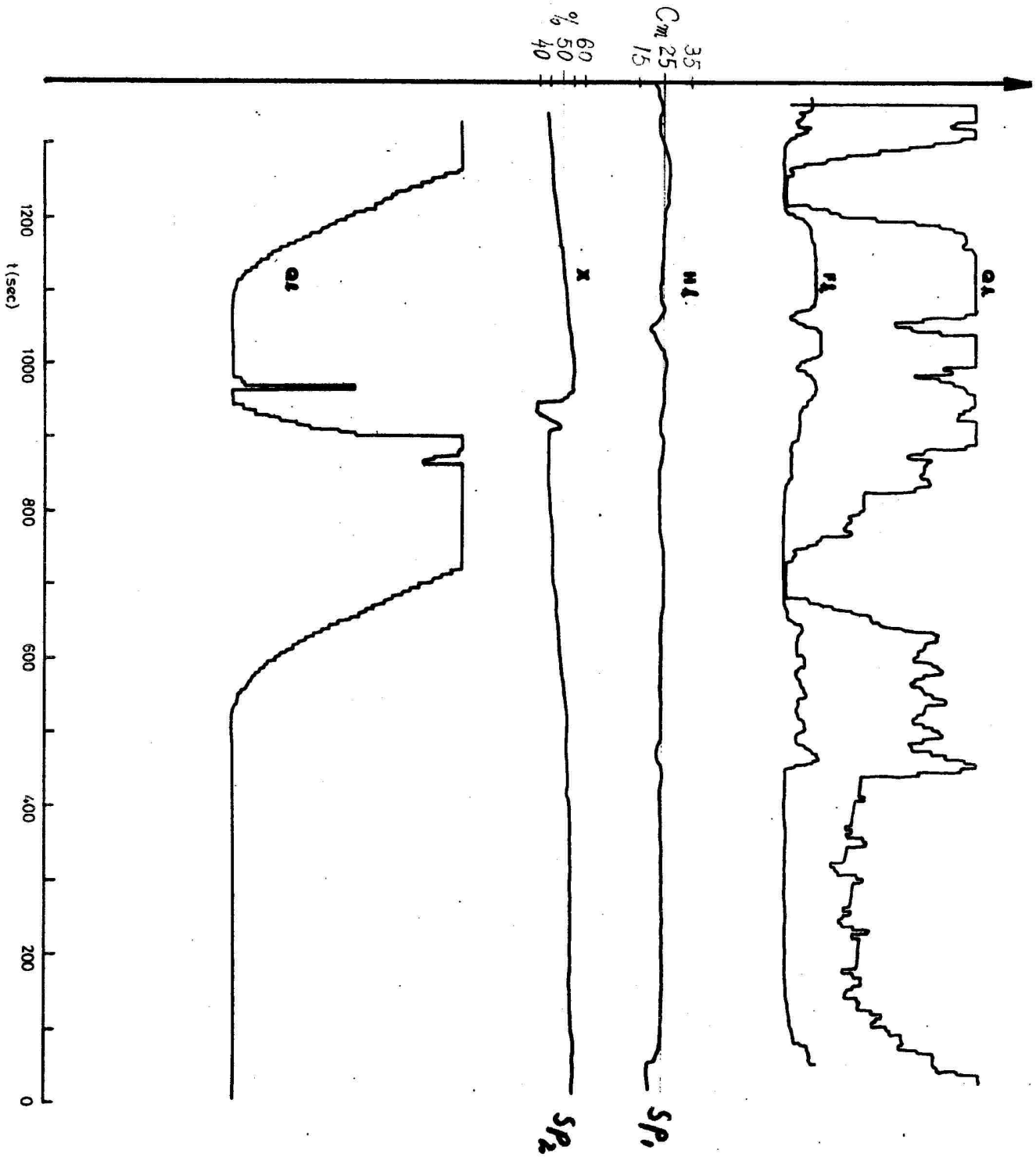
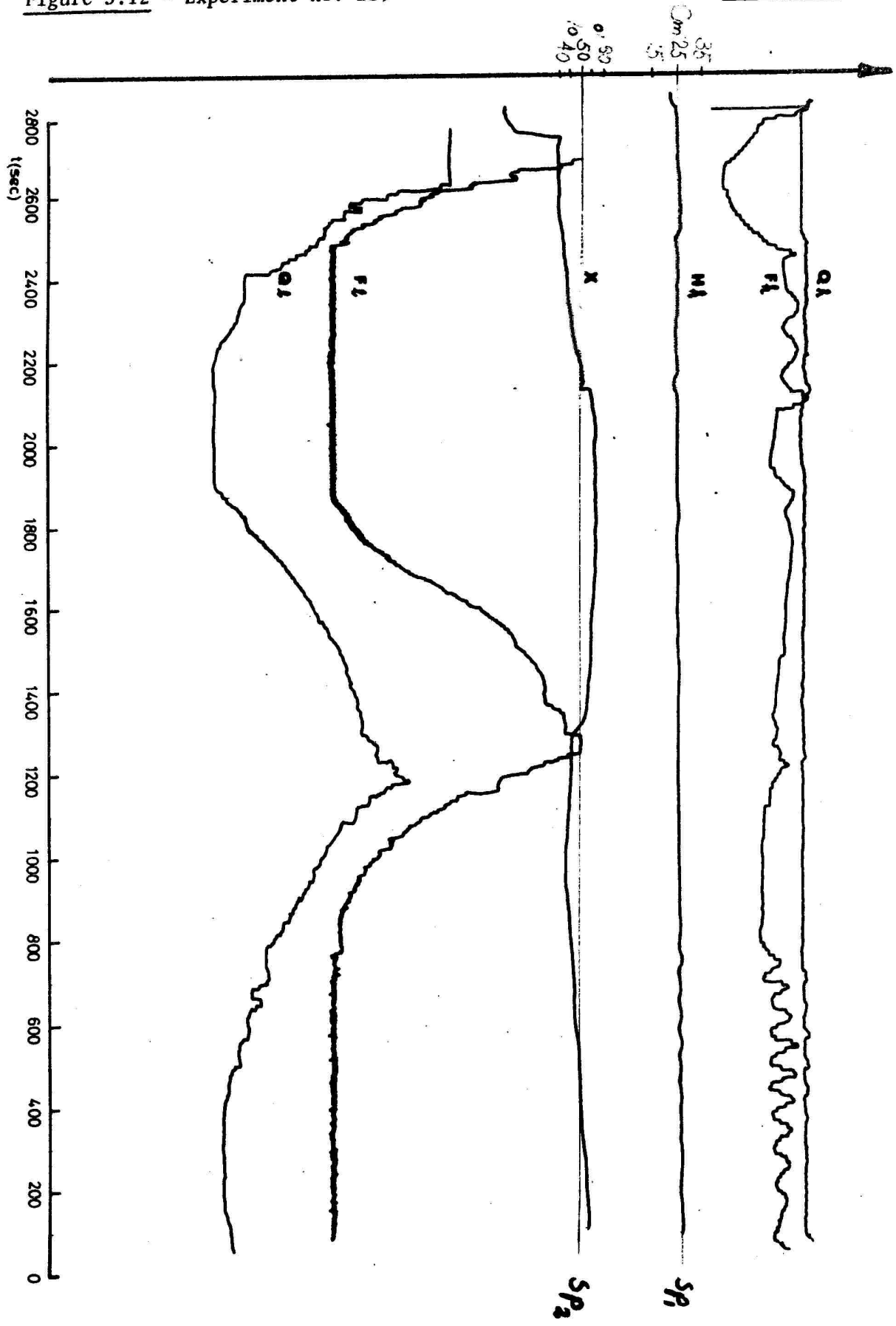


Figure 5.12 - Experiment no. 21.

ציור מס' 5.12 - נסוי מס' 21.



פרק 6 - סיכום, מסקנות והמלצות

מטרת המחקר הסתכמה בששה השלבים הבאים:

א. <u>לימוד תהליך המצוי:</u>

המחקר התרכז ביישום התיאוריה על תהליך מצוי נוזל - נוזל. בעבודה נסיונית נאספו נתוני שווי משקל של החומרים המשתתפים. כמויות שונות של כוהל איזו אמילי, מים וחומצה אצטית נבחנו והופרדו. כמות החומצה בכל אחת מהפאזות נמדדה ע"י טטרציה ישירה ב- NaOH. תמיסות אלו הוכנסו לתאי המדידה של המתקן, והמדידות שנקראו ע"י המחשב (ADC) נאספו.

בעזרת מדידות אלו נכתב מתאם מתמטי, לצורך דמוי של הקריאה בוולטים ע"י ה- DAC לעומת הרכוז ביחידות רכוז, וכן לצורך מתאם שווי משקל לכל אורך התחום המעשי.

ב. <u>פתוח המודל המתמטי:</u>

מתוך התנהגות המתקן והנחת הנחות מפשטות, נכתבו משוואות, המתארות את תלות משתני המצב בגורמים השונים. משתני המצב היו מפלס פאן הביניים במפריד, וכן רכוז החומצה בפאזה הכבדה ביציאה מהמפריד.

המודל המתמטי שימש לצורך נתוח אפשרויות הפעולה עם המתקן וכן לצורך דמוי דינאמי לצורך תצפית.

ג. <u>אסטרטגית הבקרה:</u>

ע"י נתוח המודל המתמטי בכלים המקובלים של תורת הבקרה הוסקו מסקנות לגבי נתנות לבקרה ונתנות לתצפית של משתני המערכת. הוצעו מספר אפשרויות לביצוע בקרת המתקן, ונבחרה המתאימה ביותר לפי המכשור המצוי במתקן.

בשל העובדה שלרשותנו מחשב ספרתי הוכנס צימוד בין הפקודות לשסתומים, שאינו אלא הפרדה בין משתני המצב.

ד. <u>דמוי:</u>

על מנת לבדוק את המודל המתמטי תחילה, ואחר גם את אסטרטגית הבקרה, נכתבו דמין ספרתי ודמין אנאלוגי. הדמינים הכילו רק את המודל, תגובותיהם הושוו להתאמה עם תגובות המתקן. הדמין האנאלוגי שימש בשלב מאוחר יותר לבדיקת תכנית הבקרה.

ה. <u>תכנית הבקרה:</u>

על סמך שנלמד עד שלב זה, ובמיוחד על סמך המסקנות שהוסקו מתוך נתוח המודל המתמטי נכתבה תכנית בקרה, המתבססת על התפיסה שפותחה קודם; השליטה במתקן נעשית באמצעות שני שסתומים: האחד מפקח על כניסת המים למתקן, וזה הופקד על שמירת מפלס פאן הביניים; השסתום השני מפקח על כניסת הכוהל למתקן, וזה הופקד על שמירת רכוז החומצה ביציאה מהמפריד.

התכנית בנויה בצורה כזו, שגדלים מסוימים "נלמדים" ונשמרים ע"י המחשב תוך כדי ביצוע, על מנת להגיע לביצוע טוב יותר.

בגלל אופי הביצוע מובטח ביסוד התכנית ההנחה כי הרכב זרמי ההזנה משך כל זמן הנסוי אינו משתנה.

ו. יישום:

יישום תכנית הבקרה נחלק לשני שלבים: הראשון - הפעלת תכנית הבקרה על דמין אנאלוגי, שנבנה לפי המודל המתמטי, אשר הונח כמתאר את התנהגות המתקן. צרוף תכנית הבקרה במחשב הספרתי למערכת דמוי של המחשב האנאלוגי יוצר מערכת היברידית. העבודה במערכת ההיברידית הוותה בדיקה לתפיסת הפתרון לבעית הבקרה והיתה טובה בתור כזו, פרט לחוסר הנתנות המיידית לעבודה במערכת היברידית בעלת זמן מת כזה הדרוש לנו. מסקנה ראשית וישירה משלב זה היתה כי חלוקת כוחות הבקרה הגיונית, והצפיות שנתלו בה נתמלאו.

בשלב השני הופעלה תכנית הבקרה על מתקן בוחש - מפריד ממשי. כאן באו למבחנם כל הכלים והגורמים שהונחו ופותחו בדרך.

מסקנות והמלצות

כפי שנתן לראות מהתוצאות, הרי הפעולה החשובה ביותר על מנת להפעיל את תכנית הבקרה כראוי הוא הכוונון שלה.

הפרמטרים לכוונון הם פרמטרי הבקרים וזמן הדגימה.

במערכת שלפנינו העובדה שאחד המשתנים הוא מפלס פאן הביניים נותנת לנו אפשרות לטפל בו בפחות בעיתיות בעוד שהמשתנה השני - הרכוז בפאזה המימית דורש הרבה יותר תשומת לב וטפול עדין.

מגבלות המפריד:

מתוך התנהגות הרכוז היציאה מהמפריד נתן לראות בעליל כי משטר הזרימה בו אינו יכול להחתך כזרימה בוכנתית בלבד, ובודאי שלא בתור זרימה במיכל בחוש. עליית הרכוז חלה בגלים וירידתו - בצורה מתונה. יש למצוא מודל ביניים שיאפשר להביא בחשבון את שתי התופעות.

מגבלה בביצוע הנסויים הוה גודלו של מיכל ההפרדה ומבנהו.

מיכל ההפרדה נבנה על בסיס רבוע לגובה רב יחסית, והוה תא גבוה וצר. דבר זה הקשה על הזרימה בתוכו להתנהג כמצופה.

במערכת תעשייתית מעשית אין להניח כי רכוז זרמי הכניסה יהיה קבוע עם הזמן, ולכן יהיה צורך לטפל בשינויים אלו עוד בטרם הופיעה השפעתם ביציאה מהסוללה.

על מנת לאפשר ניצול יתר של האפשרויות הטמונות במחשב, נתן להתקין במערכת כזו מכשור נוסף; תתקנת מדי רכוז נוספים בכניסת המים והכוהל מאפשרת טפול טוב יותר בהפרעות הנכנסות ברכוזי זרמי הכניסה חללו.

תכנית הבקרה הקיימת היום עדיין אינה מושלמת ויש צורך בשיפורה לאור כל האמור.

מידת הצלחת הבקרה של תהליך תלויה במידת ההבנה של המתקן והתהליך המתבצע בו. לכן, כאשר נגשים ליישם בקרה למתקן כלשהו, ולמתקן בוחש - מפריד, יש להשקיע הרבה במעקב אחרי התנהגות המפריד, ולנסות ולתאר את התנהגותו במידה הנתנת בנאמנות. זאת כדי לאפשר תצפית טובה יותר בעת ההפעלה, ובאותה מידה גם בקרה מוצלחת יותר.

הרחבה לסוללה

עם מציאת הדגם המדויק המתאים לתאור משטר הזרימה במפריד, נתן בקלות להרחיב את שנאמר לגבי סוללה מגודל כלשהו.

יש לכתוב מערכת דמוי לסוללה, אשר בה יהווה הדמוי שפותח כאן לתא בודד חוליה אחת. יש לזכור כי למעשה הזרמים הנכנסים לתא הבודד הם זרמי היציאה משני התאים העומדים בסוללה לפניו ואחריו, ואילו הזרמים היוצאים ממנו הם זרמי הכניסה לתאים אלו.

הגדלים הנתנים לשליטה בסוללה שונים במעט מאלו הנתנים לשליטה בתא הבודד.

זרם הפאזה הקלה וזרם הפאזה הכבדה חולפים את הסוללה כולה, ואפשרויות התמרון בזרמים אלו לאורך הסוללה מוגבלות ומסתכמות ביכולת הצבירה של כל יחידה. ז"א, נתן לשנות את הזרם בקטעים מסוימים של הסוללה לפרקי זמן מוגבלים.

נתן להקטין או להגדיל ספיקת פאזה מסוימת לתא בודד ע"י צבירה או ריקון מתא שעומד לפניו, אך כאמור, שינוי זה מוגבל בזמן אם אין השינוי מתבצע לסוללה כולה.

יחד עם זאת מספר הפרמטרים הנתנים לשליטה עולה עם רבוי מספר התאים, דבר המגדיל את מספר הגורמים המשפיעים ואת יכולת המפעיל לפקח על התהליך טוב יותר אם הוא יודע את אופי התהליך ותגובתו. יש לזכור עם זאת, כי הפעלה אוטומטית כזו תצרוך השקעה נוספת במכשור מתאים.

נ ס פ ח י ם

נספח אי - דמיון ספרתי והפלט שלו

הדמיון נכתב ב- APL. התוכנית מיצרת כפלט גרף המורה את התנהגות המערכת משך הזמן המוקצב.

```
     ∇ PATH;RV;IL;NA;CR;C;I;PC;H;A;ALFA;ΔHH;ΔYO;YI;XI;QLI;
       QHI;QHO;HH;YO;VYO;VHH;ΔYΔH
[1]    H←0.495+A-A←0.19×0.19+ALFA-ALFA←
       0.8777+RL-RL←0.85×RH←AX←1
[2]    'USUAL COND. ?'
[3]    →('N'≠1↑⍞)/CS
[4]   PHISIC:'ENTER PHISICAL PARAMETERS  -'
[5]    ⍎(⍞←'H'),'←⍞'
[6]    ⍎(⍞←'A'),'←⍞'
[7]    'α'
[8]    ALFA←⍞
[9]    ⍎(⍞←'RL'),'←⍞'
[10]   ⍎(⍞←'RH'),'←⍞'
[11]  CS:'CONTROLER SETTING:'
[12]   ⍎(⍞←'KC'),'←⍞'
[13]   ⍎(⍞←'SPT'),'←2ρ⍞'
[14]   X←⍎(⍞←'1/TI'),'←⍞'
[15]   ⍎(⍞←'TD'),'←⍞'
[16]  CH:'STATE PARAMETERS'
[17]   ⍎(⍞←'YI'),'←⍞'
[18]   ⍎(⍞←'XI'),'←⍞'
[19]   ⍎(⍞←'QLI'),'←⍞'
[20]   ⍎(⍞←'QHI'),'←⍞'
[21]   ⍎(⍞←'QHO'),'←⍞'
[22]   ⍎(⍞←'ΔT'),'←⍞'
[23]   QLO←QHI+QLI-QHO
[24]   V←A×H
[25]   T←0
[26]  RS:P←VHH←VYO←⍳E←0
[27]  SP:'START POINT'
[28]   VHH←VHH,⍎(⍞←'HH'),'←⍞'
[29]   VYO←VYO,YT←⍎(⍞←'YO'),'←⍞'
[30]   VHT←V-VLT←A×HL←H-HH
[31]   I←0
[32]  OD:P←4ρ(PT←(HH×RH)+HL×RL),P
[33]   ΔP←P[2]-P[1]
[34]   QHOE←QHI-ΔP×A÷ΔT×RH-RL
[35]   ΔQH←QHI-QHO
[36]   ΔVH←ΔQH×ΔT
[37]   ΔVL←ΔT×ΔQL←QLI-QLO×QLO>0
[38]   VHH←VHH,HH←0⌈HH+ΔVH÷A
[39]   HL←0⌈HL+ΔVL÷A
[40]   →((HH>H)∨(HL>H))/CHK
[41]   VLI←QLI×ΔT
[42]   VLO←QLO×ΔT
[43]   VLT←VLI,VLT
[44]   YIN←((YI×QLI)+(XI×QHI))÷QLI+QHI÷ALFA
[45]   →((YIN>1)∧(YIN<0))/CHK
[46]   YT←YIN,YT
[47]   IJ←+/VLO≤VLOT←⊖+\⊖VLT
[48]   YO←YT[IJ]
[49]   VYO←VYO,YO
[50]   YT←IJ↑YT
```

תוכנית הדמיין ב- APL.

(המשך)

```
[51]  VLT[IJ]←VLOT[IJ]-VLO
[52]  VLT←IJ↑VLT
[53]  T←T,(¯1↑T)+ΔT
[54]  E←3↑(SPT[1]-HH),E
[55]  QHI←0.012⌊0⌈QHI+KC×E[1]-E[2]-(ΔT×TI×(E[1]+E[
      2])÷2)+TD×(E[1]+E[3]-2×E[2])÷ΔT
[56]  QLI←0.012⌊0⌈QHI×((SPT[2]÷ALFA)-XI)÷YI-SPT[2]
[57]  →(H≤HT←HH+HL)/OK
[58]  I;' LEVEL ', 10 4 ▼HH,HL,HT
[59] OK:QLO←(ΔHL≥0)×(A×ΔHL←HT-H)÷ΔT
[60]  →(20≥I←I+1)/OD
[61] CHK:I
[62] GET:'PLOTING(NO,FINE,MPLOT,COLLECT)'
[63]  →(('M'=C)∨('F'=C←1↑⍞))/PLOT
[64]  →('C'=C)/SP
[65]  →('N'=C)/BEGIN
[66] PLOT:CR←⎕AV[157]
[67]  →(200≥RV←⍴VHH)/OVR
[68]  IL←⌊(⍳200)×RV÷200
[69]  →OVO
[70] OVR:IL←⍳RV
[71] OVO:VYO←VYO[IL←IL-IL[1]-1]
[72]  VHH←VHH[IL]
[73]  T←T[IL]
[74]  IX←0.5×IY←0,AX←1
[75]  ⍎'30 60',C,'PLOT VYO VS VHH'
[76]  2⍴CR;'. . .'
[77]  X←⍞
[78]  IY← 0 0.5
[79]  ⍎'30 60',C,'PLOT ((VYO×.5) AND VHH) VS T'
[80]  2⍴CR;'. . .'
[81]  X←⍞
[82]  'DATA?'
[83]  →('N'=1↑⍞)/BEGIN
[84]  'DATA  PLOTED:',CR,(8↑'VHH'),6↑'VYO'
[85]  6 4 ▼⍉(2,⍴VHH)⍴VHH,VYO
[86] BEGIN:'MORE ? (NO,,CHANGE SET POINT)'
[87]  →('S'=NA←1↑⍞)/SP
[88]  →('N'≠NA)/RS
[89]  'CHANGE PARAMETERS'
[90]  →('C'≠1↑⍞)/0
[91] RC:'VAR NAME - (PHISICAL PAR,CONTROLER SETTING,STATE
      PAR,OR VAR NAME)'
[92]  →('S'=1↑NA←⍞)/CH
[93]  →('P'=1↑NA)/PHISIC
[94]  →('C'=1↑NA)/CS
[95]  'VALUE'
[96]  ⍎NA,'←⎕'
[97]  'MORE ? (YES,)'
[98]  →('Y'=1↑⍞)/RC
[99]  →RS
      ∇
```

```
      PATH
USUAL COND. ?
YES
CONTROLER SETTING:
KC
□:
      .01
SPT
□:
      .25 .4
1/TI
□:
      .5
TD
□:
      .1
STATE PARAMETERS
YI
□:
      0
XI
□:
      .9
QLI
□:
      .005
QHI
□:
      .005
QHO
□:
      .002
ΔT
□:
      1
START POINT
HH
□:
      .3
YO
□:
      .5
4 LEVEL       .3691      .1132      .4823
5 LEVEL       .3252      .1260      .4511
6 LEVEL       .2802      .1376      .4178
7 LEVEL       .2405      .1550      .3954
8 LEVEL       .2101      .1828      .3929
9 LEVEL       .1914      .2235      .4149
10 LEVEL       .1843      .2772      .4615
21
PLOTING(NO,FINE,MPLOT,COLLECT)
F
```

```
DATA?
YES
DATA  PLOTED:
VHH      VYO
 .3000 .5000
 .3831 .4207
 .4164 .4207
 .4225 .4000
 .4042 .4000
 .3691 .4000
 .3252 .4000
 .2802 .4000
 .2405 .4000
 .2101 .4000
 .1914 .4000
 .1843 .4000
 .1875 .4000
 .1984 .4000
 .2139 .4000
 .2311 .4000
 .2473 .4000
 .2606 .4000
 .2697 .4000
 .2743 .4000
 .2747 .4000
 .2717 .4000
MORE ? (NO,,CHANGE SET POINT)
NO
CHANGE PARAMETERS
NO
```

הפלט הכתוב לדמין הספרתי.

ההודעות המתקבלות הן אזהרות המופיעות כאשר התוכנית מזהה כי המערכת פועלת בתנאים שהם מחוץ להנחות המקובלות. הגרפים שהתקבלו מצויים בציורים 4.4, 4.5.

```
      PATH
USUAL COND. ?
YES
CONTROLER SETTING:
KC
□:
      .05
SPT
□:
      .2 .7
1/TI
□:
      .5
TD
□:
      0
STATE PARAMETERS
YI
□:
      0
XI
□:
      .9
QLI
□:
      .005
QHI
□:
      .005
QHO
□:
      .01
ΔT
□:
      1
START POINT
HH
□:
      .45
YO
□:
      .3
1 LEVEL       .0345      .1835      .2180
2 LEVEL       .0899      .2322      .3220
3 LEVEL       .1453      .2808      .4261
21
PLOTING(NO,FINE,MPLOT,COLLECT)
F
```

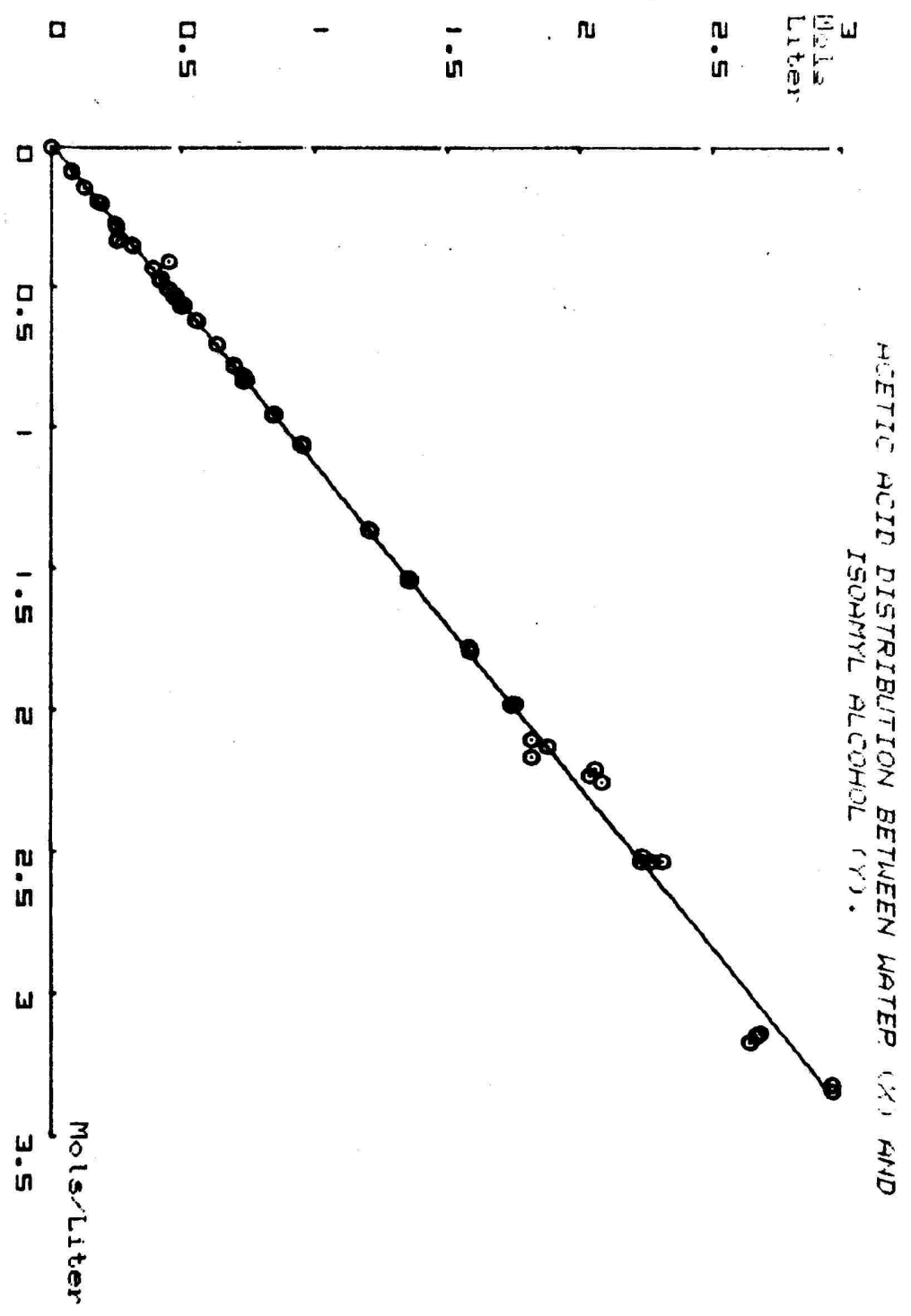
```
DATA?
YES
DATA  PLOTED:
VHH     VYO
 .4500 .3000
 .3115 .3000
 .0345 .3000
 .0899 .3000
 .1453 .3000
 .1810 .3000
 .1928 .3000
 .1973 .4207
 .1990 .4207
 .1996 .4207
 .1999 .7000
 .1999 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
 .2000 .7000
MORE ? (NO,,CHANGE SET POINT)
NO
CHANGE PARAMETERS
NO
```

נספח ב' - מציאת מקדם החלוקה למערכת כוהל איזו אמילי - מים - חומצה אצטית

רכוז החומצה בכל אחת מהפאזות נמצא בטטרציה ישירה ב- NaOH.
מקדמי הישר שהתקבל הם:

שפוע 0.8755

חתוך עם ציר y 0.01235



ציור מס' ב'.1 - רכוז החומצה במים כנגד רכוזה בכוהל.

Figure B.1 - The acid concentration in the water phase vs the alcohol phase.

נספח ג' - תכנה

נספח ג'-1 - חבילת תכנה לתפעול מערכת בוחש מפריד למצוי ובקרתה

התכניות כתובות FORTRAN והורצו על מחשב PDP8/e.

```
      SUBROUTINE INIT (XT,NN)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                     C
C     INITIALIZE THE SYSTEMS PARAMETERS.                              C
C                                                                     C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION XT(NN)
      COMMON /DEMEA/FHI,FLI,FHO,XI,YI,RL,RH,HH,HL,FLO,A,H,ALFA,X
      WRITE   (4,120)
 20   FORMAT  (6F10.4)
 120  FORMAT  (' ENTER STATE PARAMETERS',/,' YI,XI')
      READ    (4,20) YI
      READ    (4,20) XI
      WRITE   (4,130)
 130  FORMAT  (' START POINT',/,' CONSENTRATION')
      READ    (4,20) XT(1)
      WRITE   (4,140)
 140  FORMAT  (' IS THE SYSTEM FULL ?')
      READ    (4,150) AN
 150  FORMAT  (A1)
      IF (AN .NE. 'N') GO TO 170
      WRITE   (4,160)
 160  FORMAT  (' HH,HL')
      READ    (4,20) HH
      READ    (4,20) HL
 170  CONTINUE
      RETURN
      END
```

```
      CONTINUE
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                     C
C     OPERATE THE D.D.C. PROGRAM AND HOLD ALL THE COMMON              C
C     GROUPS.                                                         C
C                                                                     C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      REAL KH,KL
      DIMENSION VLOT(50),VLT(50),XT(50),VXO(50),PRSET1(3),PRSET2(3)
      COMMON /ALAR/ X1,X2,FC,FL,IST,ALRM
      COMMON /ALL/ DT,T
      COMMON /DEMEB/ I,FH(2)
      COMMON /EROR/ ERROR1(3),ERROR2(3)
      COMMON /DEMEA/ FHI,FLI,FHO,XI,YI,RL,RH,HH,HL,FLO,A,H,ALFA,X
      COMMON /INTR/ VALVE1,VALVE2,QLI,QHI,PRINT
      COMMON /INTRPT/ INT,ENTER,STPNT1,STPNT2,KH,KL
      COMMON /HEADW/ LV,HV
      DATA DT,A,H,RH,RL/2.,361.,49.5,1.,.85/
      DATA YI,XI,QHI,QHO,ALFA,XT(1)/0.,.9,.1,.1,.8777677931,.6/
      DATA HV,LV,ERROR1,ERROR2,INT,KH,KL/.942,.673,6*.0,0,2*1./
      CALL DIRECT
      END
```

```
      SUBROUTINE DIRECT
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                       C
C     DIRECT DIGITAL CONRTOL OF THE L.L.EX. SYSTEM.                     C
C                                                                       C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      REAL KH,KL
      DO 10 I = 0,7
 10           X = ADC(I)
      CALL DRO(0,0)
      COMMON /ALAR/ X1,X2,FC,FL,IST,ALRM
      COMMON /ALL/ DT,T
      COMMON /DEMEB/ I,FH(2)
      COMMON /EROR/ ERROR1(3),ERROR2(3)
      COMMON /DEMEA/ FHI,FLI,FHO,XI,YI,RL,RH,HH,HL,FLO,A,H,ALFA,X
      COMMON /INTR/ VALVE1,VALVE2,QLI,QHI,PRINT
      COMMON /INTRPT/ INT,ENTER,STPNT1,STPNT2,KH,KL
      COMMON /HEADW/ LV,HV
      DATA X1HIAL,X1HIEM,X2HIAL,X2HIEM,X1LOAL,X2LOAL/
     *  96.,120.,90.,150.,0.,0./
      DIMENSION VLOT(50),VLT(50),XT(50),VXO(50),PRSET1(3),PRSET2(3)
      MM = 3
      NN = 50
 20   FORMAT  (6F10.4)
      ENTER=0.
      WRITE   (4,30)
 30   FORMAT  (/,/,/,/,/,/,
     *' D I R E C T  D I G I T A L  C O N T R O L  P R O G R A M',/,
     *' ************************************************************',/
     *' LIQUID - LIQUID  EXTRACTION ',/,/)
      CALL INIT (XT,NN)
      B = YI-ALFA*XI
      IF (B*B .GT. .00001)
     *                  GO TO 50
      WRITE   (4,40)
 40   FORMAT  (' TWO STREAMS ALREADY IN EQULIBRIUM.REFRESH YOUR
     *RAW MATERIALS',/,/)
      GO TO 150
 50   ID = 1
      IF (B .LT. 0.)
     *                   ID = -1
      CALL INTRUP (PRSET1,PRSET2,MM)
      WRITE   (4,60)
 60   FORMAT  (/,/,/,' S T A R T  U P  R O U T I N E ',/,/)
      CALL CLOCK(8,1000.)
      IF (PRINT .EQ. 1.)
     *                    WRITE (4,20) QHI,XI,X,ALFA,YI
C     SWITCH THE PUMPS ON ! ! !
C     RING THE BELL FOR ONE SEC !
      CALL DRO (3,0)
      CALL TIME (OT)
 70   CALL TIME (T)
      IF (T .LT. OT+1.)
     *                   GO TO 70
      CALL DRO (1,0)
      P = ADC(0)
```

```
      CALL    HEAD    (P)
      HH = (P-H*RL)/(RH-RL)
      HL = H-HH
      I = 1
      VLT(1) = HH*A
      IST = 1
      VOLT1 = QHI*5.
      VOLT2 = QLI*5.
      VALVE1 = VOLT1*20.
      VALVE2 = VOLT2*20.
      CALL DAC(4,VOLT1)
      CALL DAC(3,VOLT2)
      ENTER = 10.
      WRITE   (4,80)
 80   FORMAT  (' END OF START UP ROUTINE')
C     MAIN CONTROL LOOP
      CALL TIME(T)
 90   CONTINUE
      INT = DRI(0)-1
      IF (INT .NE. 0)
     *                  CALL INTRUP (PRSET1,PRSET2,MM)
      IF (INT .GE. 16)
     *                  GO TO 150
      DT1 = (DT-1.)/10.
      P = 0.
      FLI = 0.
      FHI = 0.
      X2 = 0.
      DO 95 IK = 1,10
            P = P+ADC(0)
            FLI = FLI+ADC(3)/10.

            FHI = FHI+ADC(2)/10.
            X2 = X2+ADC(6)
 94         CALL TIME(TS)
            IF (T+DT1 .GT. TS)
     *                        GO TO 94
 95   CONTINUE
      CALL    FLOWS   (FLI,FHI)
      KL = 1.
      KH = 1.
      IF (FLI .LE. 0.)
     *                  GO TO 100
      KL = QLI/FLI
100   IF (FHI .LE. 0.)
     *                  GO TO 110
      KH = QHI/FHI
110   P = P/10.
      IF (P .LT. LV)
     *                  P = LV
      IF (P .GT. .9999)
     *                  P = .9999
      X1 = (P-LV)/(HV-LV)*100.
      CALL    HEAD    (P)
      HH = (P-H*RL)/(RH-RL)
      HL = H-HH
```

```
      X2 = X2/10.
      IF (X2 .GT. .9999)
     *                              X2 = .9999
      IF (X2 .LT. .1   )
     *                              X2 = .1
      C2 = X2
      CALL CONCNT (C2)
      X2 = X2*100.
      FC = 0.
      FL = 0.
      IF (FHI .LT. 15.
     *    .AND.
     *    VALVE1 .GT. 50.)
     *                       FC = 1.
      IF (FLI .LT. 15.
     *    .AND.
     *    VALVE2 .GT. 50.)
     *                       FL = 1.
      IST = 1.
      ALRM = 0.
      IF (X1 .GT. X1HIAL
     *     .OR.
     *     X1 .LT. X1LOAL
     *     .OR.
     *     X2 .GT. X2HIAL
     *     .OR.
     *     X2 .LT. X2LOAL
     *     .OR.
     *     FL .EQ. 1.
     *     .OR.
     *     FC .EQ. 1.    )
     *  CALL ALARM(X1,X2,X1HIAL,X1HIEM,X2HIAL,X2HIEM,X1LOAL,X2LOAL)
      CALL DRO (IST,0)
      DO 120 K = 0,1
  120 ERROR1(3-K) = ERROR1(3-K-1)
      ERROR1(1) = STPNT1-X1
      IF (PRINT .EQ. 1.)
     *                     WRITE   (4,20) STPNT1,X1,VALVE1,STPNT2,X2,
     *                                     VALVE2,ERROR1,ERROR2
      CALL ALGRTM(VALVE1,VALVE2,PRSET1,PRSET2,X2,
     *                                    STPNT2,ID,VLOT,VLT,XT,VXO,NN)
C     THE NEXT COMMAND CANNOT BE PERFORMED ON A 16K P.D.P./8E !
C     CALL CALL(STPNT1,STPNT2,X1,X2,ERROR1(1),ERROR2(1))
      IF (VALVE1 .GT. 99.99)
     *                              VALVE1 = 99.99
      IF (VALVE2 .GT. 99.99)
     *                              VALVE2 = 99.99
      IF (VALVE1 .LT. 0.)
     *                              VALVE1 = .0
      IF (VALVE2 .LT. 0.)
     *                              VALVE2 = .0
      VOLT1 = VALVE1/20.
      VOLT2 = VALVE2/20.
      QHI = VOLT1
      QLI = VOLT2
      CALL DAC(4,VOLT1)
```

```
      CALL DAC(3,VOLT2)
      OT = T
130   CALL TIME(T)
      IF (T .LT. (OT+DT))
     *                              GO TO 130
      WRITE   (4,140) T,DT
140   FORMAT  (' LOOP',2F10.2)
      GO TO 90
150   WRITE   (4,160)
160   FORMAT  (/,/,/,/,' E N D  OF  P R O G R A M ')
      END
```

```
      SUBROUTINE INTRUP(PRSET1,PRSET2,MM)
C C C
```

```
110     FORMAT  (' CONCENTRATION:',/,
     *  '    A2      ,    B2      ,    C2')
        READ    (4,70)(PRSET2(I),I=1,3)
        IF (ENTER .LT. 5.)
     *                              GO TO 120
        INT = INT-4
        IF (INT .GE. 2)
     *                    GO TO 40
        GO TO 160
120     WRITE   (4,130)
130     FORMAT  (' ENTER SAMPLING RATE (SEC.)')
        READ    (4,70) DT
        IF (ENTER .LT. 5.)
     *                              GO TO 160
        INT = INT-8
        IF (INT .GE. 4)
     *                     GO TO 90
        IF (INT .GE. 2)
     *                     GO TO 40
        GO TO 160
140     WRITE   (4,150)
150     FORMAT  (' RESET DRI REGISTER AND PRESS CR KEY')
        READ    (4,70) X192
160     INT = DRI(0)-1
        IF (INT .NE. 0)
     *                    GO TO 140
        GO TO 190
170     WRITE   (4,180)
180     FORMAT  (/,/,' S H U T  D O W N  R O U T I N E')
        CALL DAC(3,0)
        CALL DAC(4,0)
        CALL DRO(0,0)
        GO TO 220
190     WRITE   (4,200)
200     FORMAT  (' PRINT? (Y/N)')
        READ    (4,210) AN
210     FORMAT  (A1)
        PRINT = 0.
        IF (AN .EQ. 'Y')
     *                    PRINT = 1.
        CALL TIME (T)
220     RETURN
        END
```

```
      FUNCTION FLOWS  (FLI,FHI)
C C C
```

```
      FUNCTION HEAD(P)
C C C
```

```
      FUNCTION DEME(DE,VLOT,VLT,XT,VXO,NN)
C C C
```

```
20      VLOT(J) = 0.
        DO 40 K = 1,I
                DO 30 L = K,I
30              VLOT(K) = VLOT(K)+VLT(L)
        IF (VLOT(K) .LE. VLO)
     *                          GO TO 50
40      CONTINUE
        K = K-1
50      IJ = K
        XO = XT(IJ)
        DO 60 J = IJ+2,50
60      XT(J) = 0.
        VLT (IJ) = VLOT(IJ)-VLO
        DO 70 J = IJ+2,50
70      VLT(J) = 0.
        I = IJ
        DE = XIN
        DEME = XO
        RETURN
        END



        SUBROUTINE DTC (VALVE,ERROR,X,PRSET,STPNT,ID,VLOT,VLT,XT,VXO,NN)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                     C
C       DEAD TIME COMPENSATION PROCEDURE .                            C
C                                                                     C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
        DIMENSION VLOT(NN),VLT(NN),XT(NN),VXO(NN)
        COMMON /ALL/DT,T
        DIMENSION PRSET(3),ERROR(3)
        XO = DEME(XX,VLOT,VLT,XT,VXO,NN)
        ER = X-XO+XX
        DO 10 K = 1,2
10      ERROR(3-K+1) = ERROR(3-K)
        ERROR(1) = (STPNT-ER)*ID
        CALL PID (VALVE,ERROR,PRSET)
        RETURN
        END
```

```
      SUBROUTINE ALGRTM(VALVE1,VALVE2,PRSET1,PRSET2,
     *  X2,STPNT2,ID,VLOT,VLT,XT,VXO,NN)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                       C
C       THE CONTROL LOW.                                                C
C       ACTIVATING THE VARIOUSE SUB PROGRAM TO BRING THE STATE TO       C
C       THE DESIRED ONE.                                                C
C        PID IS A PROGRAM REPRESENTS A PID CONTROLER.                   C
C        DTC IS A PROGRAM REPRESENTS THE SEPERATOR AND SUPLIES THE      C
C       ACTUAL DEAD TIME.IT ACTS AS A 'DEAD TIME COMPENSATOR'.          C
C                                                                       C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION PRSET1(3),PRSET2(3),
     *  VLOT(NN),VLT(NN),XT(NN),VXO(NN)
      COMMON /EROR/ ERROR1(3),ERROR2(3)
      OV1 = VALVE1
      CALL PID (VALVE1,ERROR1,PRSET1)
      CALL DTC (VALVE2,ERROR2,X2,PRSET2,STPNT2,ID,VLOT,VLT,XT,VXO,NN)
      IF (OV1 .EQ. .0)
     *                  GO TO 10
      VALVE2 = VALVE2*VALVE1/OV1
10    RETURN
      END



      SUBROUTINE PID(VALVE,ERROR,PRSET)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                       C
C       P.I.D. CONTROLER ALGORITHM .                                    C
C                                                                       C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      COMMON /ALL/ DT,T
      DIMENSION PRSET(3),ERROR(3)
      VALVE = VALVE+PRSET(1)*(ERROR(1)-ERROR(2)+DT/(2*PRSET(2))*
     *  (ERROR(1)+ERROR(2))+PRSET(3)/DT*(ERROR(1)-2*ERROR(2)+ERROR(3)))
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE ALARM(X1,X2,X1HIAL,X1HIEM,
     *  X2HIAL,X2HIEM,X1LOAL,X2LOAL)
C C C
```

נספח ג'-2 - חבילת תכנה להצגה חזותית לבקרת יחידת בוחש מפריד למצוי באמצעות מחשב ספרתי

התכניות כתובות FORTRAN ומשתמשות בפונקציות מיוחדות ל- PDP8/e לשם ייצוג על גבי CRT, VR-14.

בגלל נפח זכרון לא היתה אפשרות להריץ תכניות אלו על גבי PDP8/e המצוייד ב- 16K זכרון בשילוב עם חבילת התכנה לבקרה, המופיעה בנספח ג'-1.

```
      SUBROUTINE CALL(A1,A2,STPT1,STPT2,E1,E2)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                       C
C     DISPLAY THE SYSTEM STATE ON THE SCREEN (VR-14).                   C
C                                                                       C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION X(900),Y(900),PL(900)
      COMMON/DISP/IP
      DIMENSION K(10)
      IP = 0
      DO 10 X1 = .45,.701,.25
            DO 10 Y1 = .2,.701,.01
                  IP = IP+1
                  X(IP) = X1
10                Y(IP) = Y1
C     PLOT SIX DOTS :
      NN=900
            CALL DOT ( .275,.15,X,Y,NN,IP)
            CALL DOT ( .275,.35,X,Y,NN,IP)
            CALL DOT ( .275,.55,X,Y,NN,IP)
            CALL DOT (1.125,.15,X,Y,NN,IP)
            CALL DOT (1.125,.35,X,Y,NN,IP)
            CALL DOT (1.125,.55,X,Y,NN,IP)
C     PLOT TOW MINUS SIGNS
            CALL MINUS (.075,.2,X,Y,NN,IP)
            CALL MINUS (.925,.2,X,Y,NN,IP)
      DO 20 J = IP+9,900
            X(J) = J+.01
20          Y(J) = 0.
      IO = IP
      Y1 = .2+.5*STP1/100.
      DO 30 X1 = .45,.701,.025
            IP = IP+1
            X(IP) = X1
30          Y(IP) = Y1
      CALL UNPACK (STP1,1,K,2)
            CALL DIGIT (K(1), .15 ,.6,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(2), .225,.6,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(3), .325,.6,X,Y,NN,IP)
      CALL UNPACK (STP2,1,K,2)
            CALL DIGIT (K(1),1.   ,.6,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(2),1.075,.6,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(3),1.175,.6,X,Y,NN,IP)
      H = .4
      J = 1
40    CALL UNPACK (A1,1,K,2)
            CALL DIGIT (K(1), .15 ,H,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(2), .225,H,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(3), .325,H,X,Y,NN,IP)
      CALL UNPACK (A2,1,K,2)
            CALL DIGIT (K(1),1.   ,H,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(2),1.075,H,X,Y,NN,IP)
            CALL DIGIT (K(3),1.175,H,X,Y,NN,IP)
      IF (J .EQ. 2)
     *                  GO TO 50
      J = J+1
```

```
      H = .2
      A1 = E1
      A2 = E2
      GO TO 40
50    Y1 = .2+.5*X1/100.
      DO 60 AX = .4625,.701,.025
            IP = IP+1
            X(IP) = AX
60          Y(IP) = Y1
      IF (E1 .GE. .0)
     *                          CALL VERT(.075,.2,X,Y,NN,IP)
      IF (E2 .GE. .0)
     *                          CALL VERT(.925,.2,X,Y,NN,IP)
      IF (IP .GT. 900)
     *                  RETURN
      CALL CLRPLT(IP,PL)
      CALL PLOT (IP,X,Y)
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE UNPACK (D,N,K,L)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                      C
C     UNPACK ANUMBER (D) TO THE DIGITS INCLUDED IN.                    C
C            N - IS THE NUMBER OF DIGITS AFTER THE POINT;              C
C            K - IS THE RESULTANT VECTOR OF DIGITS;                    C
C            L - IS THE NUMBER OF DIGITS BEFOR THE POINT;              C
C     (N+L) IS THE TOTAL NUMBER OF DIGITS - THE LENGTH OF K.           C
C     (N) IS DEMANDED ; (L) IS A RESULT.                               C
C                                                                      C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION K(10)
      D = ABS(D)
      IF (D .GT. 1.)
     *                  L = 1+ALOG10(D)
      IF (N+L .GT. 10)
     *                  WRITE   (4,10)
10    FORMAT  (' NOT ENOUGH SPACE TO CONVERT THE NUMBER SUPLIED.')
      KSP = D*10**N
      DO 20 J = 0,L+N-1
            K1 = KSP/10**J
            K2 = KSP/10**(J+1)
20          K(N+L-J) = K1-K2*10
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE DOT (X1,Y1,X,Y,NN,IP)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                               C
C       PLOT A DOT OF FOUR MARKS ON THE SCREEN (VR-14).                         C
C                                                                               C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION X(NN),Y(NN)
      DD = .003
      IP = IP+1
           X(IP) = X1+DD
           Y(IP) = Y1+DD
      IP = IP+1
           X(IP) = X1+DD
           Y(IP) = Y1-DD
      IP = IP+1
           X(IP) = X1-DD
           Y(IP) = Y1+DD
      IP = IP+1
           X(IP) = X1-DD
           Y(IP) = Y1-DD
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE VERT (X1,Y1,X,Y,NN,IP)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                               C
C       DISPLAY A VERTICAL LINE ON THE SCREEN (VR-14)                           C
C       ACORDING TO THE GIVEN COORDINATES (X1,Y1).                              C
C                                                                               C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION X(NN),Y(NN)
      DM = .025
      DO 10 YR = Y1-DM,Y1+DM+.001,DM/2.
           IP = IP+1
           X(IP) = X1
10         Y(IP) = YR
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE DIGIT (N,X1,Y1,X,Y,NN,IP)
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
C                                                                     C
C     DISPLAY A FIGURE (N) ON THE SCREEN (VR-14),                     C
C     ACORDING TO THE GIVEN COORDINATES (X1,Y1).                      C
C                                                                     C
C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C C
      DIMENSION X(NN),Y(NN)
      D = .025
      IF (N .NE. 5
     *    .AND.
     *     N .NE. 6)
     *                    CALL VERT (X1+D,Y1+D,X,Y,NN,IP)
      IF (N .NE. 2)
     *                    CALL VERT(X1+D,Y1-D,X,Y,NN,IP)
      IF (N .NE. 1
     *    .AND.
     *     N .NE. 4)
     *                    CALL MINUS (X1,Y1+2.*D,X,Y,NN,IP)
      IF (N .NE.  1
     *    .AND.
     *     N .NE. 7
     *    .AND.
     *     N .NE. 0)
     *                    CALL MINUS (X1,Y1,X,Y,NN,IP)
      IF (N .NE. 1
     *    .AND.
     *     N .NE. 4
     *    .AND.
     *     N .NE. 7)
     *                    CALL MINUS (X1,Y1-2.*D,X,Y,NN,IP)
      IF (N .NE. 1
     *    .AND.
     *     N .NE. 2
     *    .AND.
     *     N .NE. 3
     *    .AND.
     *     N .NE. 7)
     *                    CALL VERT (X1-D,Y1+D,X,Y,NN,IP)
      IF (N .EQ. 2
     *    .OR.
     *     N .EQ. 6
     *    .OR.
     *     N .EQ. 8
     *    .OR.
     *     N .EQ. 0)
     *                    CALL VERT (X1-D,Y1-D,X,Y,NN,IP)
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE MINUS (X1,Y1,X,Y,NN,IP)
C C C
```

REFERENCES

מקורות

(1) Alders, L.,
"Liquid - Liquid Extraction", 2nd Edition, Elsevier (1959).

(2) Barnea, E., Mizrahi, J.,
"Separation Mechanism of Liquid - Liquid Dispersions in a Deep-Layer Gravity Settler: Part I - The Structure of the Dispersion Band", Trans. INSTN Chem. Engrs, 53, pp 61 - 69 (1975).

(3) Barnea, E., Mizrahi, J.,
"Separation Mechanism of Liquid - Liquid Dispersions in a Deep-Layer Gravity Settler: Part II - Flow Patterns of the Dispersed and Continuous Phases within the Dispersion Band", Trans INSTN Chem. Engrs., 53, pp 70 - 74 (1975).

(4) Barnea, E., Mizrahu, J.,
"Separation Mechanism of Liquid - Liquid Dispersion in a Deep-Layer Gravity Settler: Part III - Hindered Settling and Drop to Drop Coalescence in the Dispersion Band", Trans. INSTN Chem. Engrs, 53, pp 75 - 82 (1975).

(5) Barnea, E., Mizrahi, J.,
"Separation Mechanism of Liquid - Liquid Dispersion in a Deep-Layer Gravity Settler: Part IV - Continuous Settler Characteristics", Trans. INSTN Chem. Engrs, 53, pp 83 - 92 (1975).

(6) Biery, J.C., Bolylan, D.R.,
"Dynamic Simulation of a Liquid - Liquid Extraction Column", IEC. Fund. 2, 44 (1963).

(7) Brian, P.L.T.,
"Staged Cascades in Chemical Processing", Prentice - Hall, Engelwood - Cliffs (1972).

(8) Buis, J.P.,
"Hybrid Simulation of Multicomplement Chemical Reactions in Multifunctional Catalyst Systems", Simulation, 20, No. 2,pp 37 - 40, February (1973).

(9) Chmpange,
"Transient Solution to the Equations Describing a Differential Countercurrent Extraction Process", M.Sc. Thesis, Univ. of Washington, U.S.A. (1962).

(10) Clements, W.C., Schnelle, K.B.,
"Puse Testing for Dynamic Analysis", Jr. IEC Process Design and Develop, 2, 94 (1963).

(11) Clements , W.C.,
"Pulse Testing of Dynamic Analysis, Part I: An Investigation of Computational Methods and Difficulties in Pulse Testing.
Part II:Application of Pulse Testing in Flow and Extraction Dynamics, Ph. D. Dissertation, Vanderbit Univ., U.S.A. (1963).

(12) Eimutis, E.C.,
"APL/370: A Useful Simulation Tool", Simulation, 20, No. 2, pp 67 - 68, February (1973).

(13) Elgerd, O.I.,
"Control System Theory", McGraw-Hill, New York (1967).

(14) El Rifai, M.A.,
"Composition Dynamic in Multi-Mixer-Settler Extractive Reaction Batteries", Chemucal Engineering Science, 30, pp 79 - 87 (1975).

(15) Foster, H.R.,
"Transient Solution to the Equations Describing a Stagewise Countercurrent Extraction Process", M. Sc. Thesis, Univ. of Washington, U.S.A. (1964).

(16) Gray, R.I., Prados, J.W.,
"The Dynamics of a Packed Gas Absorber by Frequency Response Analysis", A.I.Ch. E. J., 9 211 (1963).

(17) Halligan, J.E.,
"Prediction of the Approach to Steady State of a Mixer - Settler Extractor", M. Sc. Thesis. Iowa State Univ., U.S.A. (1965).

(18) Hartland, S,
"Countercurrent Extraction", Pergamon Press, Oxford (1970).

(19) Hays, J.R., Clements, W.C., Harris, T.R.,

Paper No. 22C, Presented at the A.I.Ch. E. Philadelphia Meeting, (1965).

(20) Hays, J.R., Clements, W.C., Harris, T.R.,
"The Frequency Domain of Mathematical Models for Dynamic Systems", A.I.Ch. E.J., 13, 374 (1967).

(21) Holland, C.D.,
"Fundamental and Modeling of Seperation Processes", Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey (1975).

(22) Koppel, C.L.,
"Digital Computer Process Control", Intext Educational Publishers, Scranton (1972).

(23) Koppel, L.B.,
"Introduction to Control Theory with Applications to Process Control", Prentice-Hill, Englewood Cliffs, New Jersey (1968).

(24) Korchunsky, W.J., Azimzadeh-Khatayloo, S.,
"An Improved Stagewise Model of Countercurrent Flow Liquid - Liquid Contractors", Chemical Engineering Science, 31, pp 871 - 875 (1976).

(25) Korn, G.A., Korn, T.M.,
"Electronic Analog and Hybrid Computers", McGraw-Hill (1964).

(26) Lapidus, L., Amundsen, N.R.,
"Stagewise Absorption and Extraction Equipment; Transient and Unsteady State Operation", Eng. Chem., 42, 1071 (1950).

(27) Leondes, C.T., Novak, L.M.,
"Reduces Order Observers for Linear Discrete - Time Systems", IEEE Transactions on Automatic Control, (February 1974).

(28) Luenberger, D.G.,
"An Introduction on Automatic Control", AC-16, No. 6, pp 596 - 602, (December 1971).

(29) Luyben, W.L.,
"Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Control", McGraw-Hill, Tokyo (1973).

(30) Marshall, W.R., Pigford, R.L.,
"The Application of Differential Equations to Chemical Engineering Problems", Univ. of Delaware, U.S.A. (1947).

(31) McAvoy, T.J.,
"Hybrid Simulation of a PH Stirred Tank Control System", Simulation, 18, No. 3, pp 114 - 120, March (1972).

(32) McGinnis, R.G., Wood, R.K.,
"Control of a Binary Distillation Column Utilizing a Simple Control Low", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 52, pp 806 - 809, (1974).

(33) Nisenfeld, A.E.,
"Applying Control Computers to an Integrated Plant", Chemical Engineering Process, 69, No. 10, pp 45 - 48, September (1973).

(34) Oliver, N.K., Seborg, D.E., Fisher, D.G.,
"Hybrid Simulation of a Computer - Controlled Evaporator", Simulation, 23, No. 3, September (1974).

(35) Roce, E.C.,
"Rigorous Solution of Multicomponent Multistage Liquid - Liquid Extraction Problems", British Chemical Engineering, 14, No. 10, pp 1393 - 1397, October (1969).

(36) Rosenbrock, H.H., An investigation of the transient response of a distilation column Part I: Solution of the equations.
Trans. INSTR. Chem. Engrs., 35, 347 (1957).

(37) Rosenbrock, H.H.,
"Computer - Aided Control System Design", Academic Press, London, (1974).

(38) Sherwood, T.K., Pigford, R.L.,
Absorption Add Extraction, McGraw - Hill, New York (1952).

(39) Shinskey, F.G.,
"Process - Control Systems; Application Design, Adjustment", McGraw - Hill, New York (1967).

(40) Shunta, J.P.,
"Samoling Control of Level with Deadtime", Control Engineering, pp 65 - 67, June (1974).

(41) Smith, C.L.,
"Digital Computer Process Control", Intext Educational Publishers, Scranton (1972).

(42) Smith, S.L., Corripio, A.B., Martin J.Jr,
"Controller Tuning from Simple Process Models", Instrumantation Technology, pp 39 - 44, December (1975).

(43) Staffin, H.K.,
"Transient Characteristics of Continuous Extraction with Agitation", D. Ch. E. Dissertation, Polytechnic. Inst. of Brooklyn, U.S.A. (1959).

(44) Staffin, H.K., Chu, J.C.,
"Transient Characteristics of Continuous Extraction with Agitation", A. I. Ch. E. J. 10, 98 (1964).

(45) Treybal, R.E.,
"Liquid Extraction", 2nd Edition, McGraw - Hill, New York (1963).

(46) Treybal, R.E.,
"Mass Transfer Operation", McGraw - Hill, Tokyo (1955).

(47) Wolf, D., Resnick, W.,
"Residence Time Distribution in Real Systems", Ind. Chem. Fundamentals, 2, pp 287 - 293.

(48) ברנע עלי,
"מנגנוני הפרדה במערכות שני נוזלים", תזה לדוקטור, הטכניון, הפקולטה להנדסת מחצבים, חיפה, פברואר (1972).

SMALL COMPUTER APPLICATION FOR INDUSTRIAL PROCESS CONTROL

LIQUID - LIQUID EXTRACTION

Research Thesis

Submitted in Partial Fullfillment of the Requirements for

The Degree of

Master of Science

in Chemical Engineering

by

HIRAM AVIHU

Submitted to the Senate of the Technion - Israel Institute of Technology

NISAN 5737 HAIFA MARCH 1977

This research was carried out under the suprvision of Prof. RAM LAVIE and Prof. WILLIAM RESNICK at the Chemical Engineering Department, Technion - Israel Institute of Technology.

I wish to express my gratitude to my supervisors, who shared their experience with me and guided me through theory and practice.

Thanks are due to Mr. Harry Horn for his help along the entire course of this work.

Acknowledgement is due to: Erica for the drawings, Machineshop technicians for their support, The entire administrative staff and to Laly for her devoted typing.

Yael, your support and patience are greatly appreciated.

CONTENTS

page

Abstract 1

Nomenclature 3

Chapter 1 - Introduction

Chapter 2 - Research Review

2.1 Liquid liquid extraction models 6

2.1.1 Extraction 9

2.1.2 Models for extraction 16

2.2 Mechanics of dispersion seperation 19

2.3 Simulation 20

2.4 The use of ANALOGUE COMPUTER for simulation . . 21

2.5 Digital process control 23

2.6 Multi variables process control 24

2.7 Computer control algorithm 26

2.8 Systems' analysis for controlability and observability 34

Chapter 3 - The Mathematical Model and Its Analysis for Control

3.1 The model of a mixer - settler unit as a part of a whole battery 38

3.1.1 Identification 39

3.1.2 The heavy phase output from the settler observation 42

3.1.3 The system's model in square matrices . . 43

3.2 The system's controlability 45

3.3 Developing the model for extraction battery . . 47

3.3.1 Extraction battery controlability . . . 48

3.4 The solution 52

3.4.1 The solution for one unit 52

3.4.2 The posibility of the control performance . 52

Contents (continue)

page

Chpater 4 - Process Simulation and the Control Program

4.1 Mixer settler unit simulation 57

4.1.1 Unit simulation with no control . . . 58

4.1.2 Inserting control of various stages . . 61

4.1.3 Unit simulation on the analogue computer with no control 64

4.1.4 The control program

4.1.5 Running of the control program with the process simulator on the analogue computer . 64

Chapter 5 - The Experimental Work

5.1 The experimental system 69

5.2 The process 73

5.3 Experiments way 80

5.4 Results 85

Chapter 6 - Summary and Conclusions

Appendices

Appendix A - Digital simulator and its output . . . 91

Appendix B - Finding the distribution constant of active acid between water and Iso-Amyl alcohol . 96

Appendix C - Simulator

C.1 - Software package to operate and control of the mixer - settler system 97

C.2 - Software package for representation of system's situation while controlling, on the CRT 111

References 117

LIST OF FIGURES

		page
Fig. 2.1	- A mixer - settler unit acc. to Halligan (7) . . .	8
Fig. 2.2	- Counter current extraction battery	12
Fig. 2.3	- Digital controlled process	27
Fig. 2.4	- Complementary feed-back control	30
Fig. 2.5	- A typical feed-back control system	33
Fig. 3.1	- Mixer - settler unit - Terminology	38
Fig. 3.2	- Identifying the output from the settler in different openning of the output valve	39
Fig. 3.4	- Counter current extraction battery	47.1
Fig. 3.5	- Counter current extraction battery with three stages and a general stage	49
Fig. 3.6	- The solution to the control problem of a process with dead time	52
Fig. 3.7	- Possibility A to execute the interface and the output streams' concentration control	54
Fig. 3.8	- Possibility B to execute the interface and the output streams' concentration control	54
Fig. 3.8	- Possibility C to execute the interface and the output streams' concentration control	55
Fig. 3.10	- Possibility D to execute the control on the process - the prefered one	56
Fig. 4.1	- Simulation concept and the accepted terminology . .	59
Fig. 4.2	- Flow chart of the mixer - settler simulation . .	60
Fig. 4.3	- Block diagram of the control system	61
Fig. 4.4	- Graphic results from the simulator	62
Fig. 4.5	- Graphic results from the simulator	63
Fig. 4.6	- The analogue simulator of the process	65
Fig. 4.7	- The analogue model response to changes	66
Fig. 4.8	- Flow chart of the control program	67
Fig. 4.9	- The Hybrid system response to change in Set Point .	68
Fig. 5.1	- An industrial mixer - settler unit	69

List of Figures (continue)

page

Fig. 5.2 - The experimental system 70
5.2.1 - The experimental system - main 71
5.2.2 - The experimental system - general view . . 72
Fig. 5.3 - The experimental system - block diagram 73
Fig. 5.4 - The seperation tank 74
5.4.1 - The seperation tank - main 75
5.4.2 - The seperation tank - general view . . . 76
Fig. 5.5 - The control board 77
5.5.1 - The control board - main parts 78
5.5.2 - The control board - general view . . . 79
Fig. 5.6 - The output voltage of the differential pressure cell vs the liquid head 81
Fig. 5.7 - The output voltage of the alcohol flow meter vs the flow and the fitted curve 82
Fig. 5.8 - The output voltage of the water flow meter vs the flow and the fitted curve 83
Fig. 5.9 - The output voltage of the conductivity meter system vs the Acetic Acid concentration within the aquaeus phase 84
Fig. 5.10 - Experiment no. 16 86
Fig. 5.11 - Experiment no. 17 87
Fig. 5.12 - Experiment no. 21 87
Fig. B.1 - The acid concentration in the water phase vs the alcohol phase 96
Fig. C.2.1- The picture on the CRT 116

LIST OF TABLES

Table 3.1 - The coupling of the control forces 53
Table 5.1 - Experiments 16,17,21 86

A B S T R A C T

Liquid - Liquid Extraction is a common industrial operation, in which solute is transferred from a solution of one solvent into another solvent, with favorable solubility characteristics for the solute. The industrial extraction operation is usually performed either in extraction columns or in mixer - settler units.

In this research an approach is made to the solution of the mixer - settler control problem. The usual feed-back control cannot answer the needs of such a process. As a result of the large volume of the settler, any disturbance that enters the system is felt at the outlet of the extraction battery only after long time delay. The Accepted procedure for dealing with process with large dead time is based on the assumption that this dead time or time delay is constant and to treat the measurements accordingly.

The approach proposed in this work is based on dynamic simulation which closely follows the events and updates the measurements while carrying out the control operation. To make the simulation possible and to determine the control possibilities, extraction processes were studied. A mathematical model was developed which describes the dynamic responses and physical parameters. The main assumptions of the model were that the streams leaving the mixer was at equilibrium and that a plug - flow regime was obtained in the settler.

A control strategy was choosen, based on the information available from the mathematical model, on the physical data and on the available sensors and control equipment. A computer program to execute this strategy was written.

The control program depends on the nature of the process and the way it is expressed in the model. It assumes the possibility of making a clear and pronounced distinction among the influences of the input streams, according to the state variables. The state variables selected were the interface level and the solute concentration in the light or heavy phase output stream. It was clear from the mathematical model that the heavy phase flow balance influences the interface level and that solute output concentration is influenced by the ratio of heavy to light inlet flow rates. It was necessary to filter signals in an appropriate way in order to make the feed - back control possible. The measurable variables were closely followed to permit the observation of the unmeasured variables which are important for the control performance.

Based on the plug - flow regime assumption simulation of the settler state is carried out batch - wise in accordance with the sampling periods. The expected concentration is compared with the measured one, and a decision is made for the valve state for the next step.

In order to check the control concept as well as the control program, a simulation was bulit on an analogue computer. This simulated the real process but without the time delay problem, which could not be readily simulated on the analogue system. The combination of the digital system with the analogue simulator yielded a hybrid system. The results obtained with the hybrid system showed that the control concept was correct.

The next stage involved the operation of the control program on an experimental set - up in the laboratory. The system chosen was Iso Amyl Alcohol - Water - Acetic Acid, for which equilibration were determined in order to enable meaningful execution of the experiments. The results obtained indicate that the assumption of a plug - plow regim within the settler is good, but is not accurate in some cases. For the Latter it is supposed that backmix factors should be employed. In general the control performance proved superior to those obtained by means of regular accepted algorithms.

It is evident from the above mentioned results that the quality of the control is tightly connected with the accuracy of the process simulation, i.e., a close to reality simulator enables tight control.

The concepts shown to treat a mixer settler unit is applicable to an extraction battery as well,with the main efforts invested in determining an appropriate expression for the time delay. The latter is obtained from a Dynamic simulation via a way similar to the one used for a single cell. The Simulation program will differ according to the equipment in use.

This work can be applied to extraction systems, industrial or others. For such units the typical characteristics should be identified and incorporated in the mathematical model and its expression within the simulation program. A specially important parameter is the hydrodynamic behaviour of the settler which should be carefully studied before expressed in the mathematical simulation.