TESIS - (TK 092305)

PEMODELAN DAN SIMULASI PROSES PENGUAPAN NIRA PEKAT PADA FALLING FILM EVAPORATOR

MEDYA AYUNDA FITRI
NRP. 2312 201 007

DOSEN PEMBIMBING
Prof. Dr. Ir. Ali Altway , MS.
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
Dr. Ir. Susianto, DEA
NIP. 1962 08 20 1989 03 1004

PROGRAM PASCA SARJANA
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2014

THESIS - (TK 092305)

MODELING AND SIMULATION OF EVAPORATION PROCESS CANE JUICE CONCENTRATED IN FALLING FILM EVAPORATOR

MEDYA AYUNDA FITRI
NRP. 2312 201 007

SUPERVISORS
Prof. Dr. Ir. Ali Altway , MS.
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
Dr. Ir. Susianto, DEA
NIP. 1962 08 20 1989 03 1004

MAGISTER PROGRAMME
PROCESS TECHNOLOGY
DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FAKULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2014

LEMBAR PENGESAHAN

PEMODELAN DAN SIMULASI PROSES PENGUAPAN NIRA PEKAT PADA FALLING FILM EVAPORATOR

Tesis ini disusun memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (MT)
di
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :
Medya Ayunda Fitri
NRP. 2312 201 007

Tanggal Ujian : 18 Juli 2014
Periode Wisuda : September 2014

Disetuji oleh :

1. **Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS** (Pembimbing 1) .....
   NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
2. **Dr. Ir. Susianto, DEA** (Pembimbing 2) .....
   NIP. 1962 08 20 1989 03 1004
3. **Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.** (Penguji) .....
   NIP. 1963 01 22 1987 01 1001
4. **Dr. Ir. Kuswandi, DEA** (Penguji) .....
   NIP. 1958 06 12 1984 03 1003
5. **Siti Zulaikah, ST, MT, Ph.D** (Penguji) .....
   NIP. 1978 07 16 2008 12 2002

Direktur Program Pascasarjana,

Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT
NIP. 1964 04 05 1990 02 1001

PEMODELAN DAN SIMULASI PROSES PENGUAPAN NIRA PEKAT PADA FALLING FILM EVAPORATOR

Nama : Medya Ayunda Fitri

NRP : 2312 201 007

Dosen Pembimbing I : Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS

Dosen Pembimbing II : Dr. Ir. Susianto, DEA

ABSTRAK

Falling film evaporator merupakan alat yang dirancang untuk mengurangi kadar air suatu liquida yang mengalir membentuk *film* tipis. Dalam alat ini dialirkan gas *inert* (udara) panas yang bertujuan untuk menurunkan tekanan parsial uap, sehingga dapat menurunkan temperatur didih larutan. Peralatan ini biasanya digunakan untuk memekatkan fluida yang sensitif terhadap panas.

Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji kinerja *falling film evaporator* pada nira pekat secara teoritis dengan melakukan pemodelan matematis. Penelitian ini juga dilakukan untuk mengestimasi parameter model (koefisien perpindahan panas (hg) dan massa (ky)) dengan *fitting* prediksi teoritis terhadap data eksperimen. Pemodelan matematis ini meliputi persamaan neraca momentum, massa dan panas mikroskopis untuk fase liquid maupun fase gas. Sedangkan model reologi fasa cair dimasukkan pada neraca momentum. Pemodelan ini terdiri dari sistem persamaan differensial biasa *non-linear* yang diselesaikan dengan gabungan metode *Runge-Kutta* orde 4 dan *finite difference* dengan menggunakan program *software* MATLAB. Selain itu juga dilakukan *fitting parameter* model yaitu koefisien perpindahan panas dan massa dengan meminimasi *error* antara prediksi dan hasil eksperimen menggunakan metode *Hooke Jeeves*. Dalam penelitian ini juga dilakukan kajian tentang kecepatan penguapan spesifik pada *falling film evaporator*. Variabel dari penelitian ini adalah laju alir liquida yang divariasi 154 l/jam; 243 l/jam; 301 l/jam, laju alir udara yang divariasi 2, 4, 6, 8 dan 10 m^3/jam dengan konsentrasi awal nira 51, 59 dan 63 brix.

Penelitian ini menghasilkan suatu program komputer dalam MATLAB yang dapat memprediksi distribusi temperatur liquida (T_L), distribusi temperatur gas (T_G) dan distribusi konsentrasi (%brix) pada proses evaporasi larutan nira dalam *falling film evaporator*. Hasil prediksi konsentrasi keluar nira yang menggunakan koefisien perpindahan panas dan massa dari penelitian ini mendekati hasil eksperimen dengan *error* sebesar 2,06 %. Penelitian ini menghasilkan konsentrasi akhir nira tertinggi sebesar 70,5 brix pada laju alir larutan 301 l/jam dan laju alir gas 10 m^3/jam. Kecepatan penguapan spesifik evaporator (KPES) yang didapatkan dari penelitian ini adalah pada range 28,276 – 91,879 kg/m^2.jam.

Kata kunci : *evaporator, falling film*, nira pekat, pemodelan, simulasi.

MODELING AND SIMULATION OF EVAPORATION PROCESS CANE JUICE CONCENTRATED IN FALLING FILM EVAPORATOR

Name : Medya Ayunda Fitri

NRP : 2312 201 007

Supervisor I : Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS

Supervisor II : Dr. Ir. Susianto, DEA

ABSTRACT

Falling film evaporator is an equipment constructed for concentrating dilute solution flowing form a thin film. It is usually conducted by blowing air which aims to reduce the partial pressure of water vapor, so the boiling point of the solution will be decreased. Falling film evaporator is used for concentrating fluids that are sensitive to heat.

This research aims to study theoretically falling film evaporator performance in cane juice concentrating by developing mathematic model of the process. This study also aims to estimate the model parameters (heat transfer coefficient and mass) by fitting the theoretical predictions with experimental data. This model consist of microscopic heat and mass balance for liquid and gas. This model consists of system of non-linear differential equations system solved numerically by fourth order Runge-Kutta and finite difference method using the MATLAB software. This research determined heat and mass transfer coefficient by fitting the model with experimental data using Hooke Jeeves minimization method. This research is also to study specific evaporation rate for falling film evaporator. The variables studied in this research were liquid flow rate 154 l/h, 243 l/h, 301 l/h, air flow rate 2, 4, 6, 8 dan 10 m^3/jam with initial cane juice concentration 51, 59 dan 63 brix.

The research produced a computer program in MATLAB which can predict distribution of liquid temperature (T_L), distribution of gas temperature (T_G) and the distribution of concentration (%) of cane juice in a falling film evaporator. This program also predict performance of falling film evaporator, expressed as the

concentration of solute in product solution. The predicted outlet cane juice concentration using heat and mass transfer coefficient obtained from this study agrees very well with experimental data with average error 2,06 %. This research concluded that the highest concentration of outlet solution is 70,5 brix for liquid flow rate 301 l/h and air flow rate 10 m^3/h. The specific evaporation rate evaporator in this falling film evaporator has a value ranging between 28,276 – 91,879 kg/m^2.hr.

Keywords : *cane juice concentrated, evaporator, falling film, simulation.*

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT atas nikmat, rahmat dan ridho-Nya yang tiada henti, sehingga saya berhasil menyelesaikan laporan tesis dengan judul :

"PEMODELAN DAN SIMULASI PROSES PENGUAPAN NIRA PEKAT PADA FALLING FILM EVAPORATOR".

Tesis ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Master di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Tiada kata yang paling banyak saya ucapkan kecuali terima kasih untuk semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian tesis ini. Dalam kesempatan ini saya tidak lupa mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ayah Ibu Adik dan keluarga, atas doa, perhatian, semangat, dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.S selaku dosen pembimbing I dan selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa yang telah memberikan bimbingan, masukan dan saran selama pengerjaan tesis ini.
3. Bapak Dr.Ir. Susianto, DEA selaku dosen pembimbing II yang telah memberikan bimbingan, masukan dan saran selama pengerjaan tesis ini.
4. Bapak Prof. Renanto Handogo, MS. PhD, selaku Ketua Program Studi Pascasarjana Teknik Kimia FTI-ITS.
5. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng, Bapak Dr. Ir. Kuswandi, DEA, dan Ibu Siti Zulaikah, ST, MT, Ph.D selaku dosen penguji yang telah memberikan banyak masukan dalam pembuatan laporan tesis ini.
6. Seluruh Dosen, Staf, dan Karyawan Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
7. Teman-teman program pascasarjana, dan rekan-rekan di laboratorium Perpindahan Panas dan Massa yang telah memberi dukungan dan semangat.

Saya menyadari bahwa laporan tesis ini masih banyak kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun sangat saya perlukan. Semoga laporan tesis ini dapat bermanfaat bagi semuanya.

Surabaya, Juli 2014

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i
LEMBAR PERSETUJUAN ii
ABSTRAK iii
ABSTRACT v
DAFTAR ISI vii
DAFTAR GAMBAR ix
DAFTAR TABEL xv
BAB 1 PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Perumusan Masalah 3
1.3 Tujuan Penelitian 4
1.4 Manfaaat Penelitian 4
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA 5
2.1 Evaporasi 5
2.2 Hal – hal yang Mempengaruhi Proses Penguapan 5
2.2.1 Sifat Kimia dan Fisika Larutan 5
2.2.2 Kondisi Operasi yang Mempengaruhi Operasi Penguapan 6
2.3 *Falling Film Evaporator* 7
2.4 Tipe Arah Aliran Udara 9
2.5 Reologi 10
2.6 Nira 13
2.7 Perpindahan Panas dan Massa Pada *Falling Film Evaporator* .. 14
2.7.1 Perpindahan Panas 14
2.7.2 Perpindahan Massa 15
2.8 Penelitian – Penelitian yang Telah Dilakukan 15
BAB 3 METODOLOGI PERCOBAAN 19
3.1 Langkah – Langkah Penelitian 19
3.1.1 Prosedur Penelitian Eksperimen 20
3.1.2 Penelitian Secara Simulasi 21
3.2 Pemodelan Matematis 22

3.3 Estimasi Parameter Model 26
3.4 Variabel Penelitian 26
3.4.1 Kondisi Operasi yang Dibuat Tetap 26
3.4.2 Variabel Input 26
3.4.3 Variabel Output 27
BAB 4 Hasil Penelitian dan Pembahasan 29
4.1 Profil Kecepatan Aliran Film 29
4.2 Hasil Eksperimen 30
4.3 Estimasi parameter koefisien perpindahan panas dan massa 35
4.4 Hasil Prediksi Simulasi 37
4.4.1 Pengaruh Laju Alir Larutan Terhadap Distribusi Temperatur 37
4.4.2 Pengaruh Laju Alir Gas Terhadap Distribusi Temperatur 38
4.4.3 Pengaruh Laju Alir Larutan dan Gas Terhadap Distribusi Konsentrasi 39
BAB 5 Kesimpulan 41
DAFTAR NOTASI 43
DAFTAR PUSTAKA 45
LAMPIRAN A 49
LAMPIRAN B 53
LAMPIRAN C 73

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 *Falling Film Evaporator* Berlawanan Arah 9
Gambar 2.2 *Falling Film Evaporator* Searah 9
Gambar 2.3 Fluida yang sifatnya tidak tergantung waktu bila dikenai *shear stress* 10
Gambar 2.4 Fluida non-Newtonian yang perilakunya tergantung waktu bila dikenai *shear* 11
Gambar 3.1 Diagram Alir Langkah-langkah eksperimen 19
Gambar 3.2 Evaporator *Falling Film* dengan aliran udara *Counter Current* 21
Gambar 3.3.Skematik *Falling Film Evaporator* 22
Gambar 4.1 Hubungan antara laju alir gas terhadap konsentrasi pada konsentrasi awal 63 brix 31
Gambar 4.2 Hubungan antara laju alir gas terhadap konsentrasi pada konsentrasi awal 59 brix 32
Gambar 4.3 Hubungan antara laju alir gas terhadap konsentrasi pada konsentrasi awal 51brix 32
Gambar 4.4 Hubungan pengaruh laju alir gas terhadap kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) pada laju alir larutan 154 l/jam 33
Gambar 4.5 Hubungan pengaruh laju alir gas terhadap kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) pada laju alir larutan 243 l/jam 34
Gambar 4.6 Hubungan pengaruh laju alir gas terhadap kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) pada laju alir larutan 301 l/jam 35
Gambar 4.7 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 154 l/jam. 36
Gambar 4.8 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface pada konsentrasi 51 brix dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial 37
Gambar 4.9 Profil distribusi temperatur liquida bagian dinding terhadap laju alir larutan pada konsentrasi 51 brix dengan laju alir gas 10 m^3/jam 38
Gambar 4.10 Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas pada konsentrasi 63 brix dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi *axial* 39

Gambar 4.11 Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial. 40
Gambar C.1.1 Reologi larutan nira pada konsentrasi 51 Brix..... 73
Gambar C.1.2 Reologi larutan nira pada konsentrasi 59 brix 73
Gambar C.1.3 Reologi larutan nira pada konsentrasi 63 brix 74
Gambar C.2.1.1 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 51 dengan laju alir larutan 154 l/jam.....74
Gambar C.2.1.2 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 51 dengan laju alir larutan 243 l/jam.....75
Gambar C.2.1.3 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 51 dengan laju alir larutan 301 l/jam.....75
Gambar C.2.1.1 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 154 l/jam.....76
Gambar C.2.1.2 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 243 l/jam.....76
Gambar C.2.1.3 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 301 l/jam.....77
Gambar C.2.1.1 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 63 dengan laju alir larutan 154 l/jam.....77
Gambar C.2.1.2 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 63 dengan laju alir larutan 243 l/jam.....78
Gambar C.2.1.3 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 63 dengan laju alir larutan 301 l/jam.....78
Gambar C.3.1.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial. 79
Gambar C.3.1.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial. 79
Gambar C.3.1.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial. 80
Gambar C.3.1.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial. 80

Gambar C.3.1.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial. 81
Gambar C.3.2.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial. 81
Gambar C.3.2.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial. 82
Gambar C.3.2.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial. 82
Gambar C.3.2.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial. 83
Gambar C.3.2.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial 83
Gambar C.3.3.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial. 84
Gambar C.3.3.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial. 84
Gambar C.3.3.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial. 85
Gambar C.3.3.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial. 85
Gambar C.3.3.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial. 86
Gambar C.4.1.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial. 86
Gambar C.4.1.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial. 87
Gambar C.4.1.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial. 87
Gambar C.4.1.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial. 88
Gambar C.4.1.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial. 88

Gambar C.4.2.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.....89
Gambar C.4.2.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.....89
Gambar C.4.2.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.....90
Gambar C.4.2.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.....90
Gambar C.4.2.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.....91
Gambar C.4.3.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.....91
Gambar C.4.3.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.....92
Gambar C.4.3.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.....92
Gambar C.4.3.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.....93
Gambar C.4.3.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.....93
Gambar C.5.1.1. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 154 L/jam pada posisi axial.....94
Gambar C.5.1.2. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 243 L/jam pada posisi axial.....94
Gambar C.5.1.3. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi axial.....95
Gambar C.5.2.1. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 154 L/jam pada posisi axial.....95
Gambar C.5.2.2. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 243 L/jam pada posisi axial.....96
Gambar C.5.2.3. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi axial.....96

Gambar C.5.3.1. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 154 L/jam pada posisi axial 97
Gambar C.5.3.2. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 243 L/jam pada posisi axial 97
Gambar C.5.3.3. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi axial 98
Gambar C.6.1.1. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 154 l/jam pada posisi axial 98
Gambar C.6.1.2. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 243 l/jam pada posisi axial 99
Gambar C.6.1.3. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial 99
Gambar C.6.2.6. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 154 l/jam pada posisi axial 100
Gambar C.6.2.7. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 243 l/jam pada posisi axial 100
Gambar C.6.2.8. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial 101
Gambar C.6.3.6. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 154 l/jam pada posisi axial 101
Gambar C.6.3.7. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 243 l/jam pada posisi axial 102
Gambar C.6.3.8. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial 102

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

DAFTAR NOTASI

A	: luas perpindahan panas	m^2
C_p	: kapasitas panas	J/kgK
C	: driving force	-
D	: diameter kolom	m
D_H	: diameter rata-rata hidrolik	m
F	: laju alir umpan cair	kg/det
g	: gaya gravitasi	m/s^2
G	: laju alir udara	kg/det
h	: koefisien perpindahan panas	$W/m^2.K$
k_y	: koefisien perpindahan massa	$kg.mol/s.m^2.atm$
k_L	: konduktivitas panas liquida	W/m.K
L	: tinggi kolom	m
m	: indeks konsistensi	-
n	: indeks sifat aliran	-
N	: fluks massa	-
NPr	: bilangan Prandtl	-
NRe	: bilangan Reynold	-
N_{Sh}	: bilangan Sherwood	-
Q	: panas yang diperlukan untuk penguapan	J/det
q	: laju perpindahan panas antar fasa	W
R	: jari – jari kolom evaporator	m
r	: arah radial	m
x	: segmen dari permukaan liquida ke pemanas dinding	m
ΔT	: *driving force* perbedaan suhu total	^0K
T	: suhu	^0K
U	: koefisien perpindahan panas total	$W/m^2.K$
V	: kecepatan liquida	m/s
v	: laju alir volumetrik	m^3/s
W	: lebar plat	m
Y_A	: massa uap air	kg

z	: segmen dari atas ke bawah	m
x	: arah radial	m

Huruf Yunani

δ	: ketebalan film	m
λ	: panas laten penguapan	J/ kg
μ	: viskositas	kg/m.det
π	: phi	-
ρ	: densitas	kg/m^3
τ	: *shear strees* liquida	kg/m.det^2

Indeks Bawah

A	: nira
G	: gas
L	: liquida
r	: segmen dari jari-jari kolom ke pemanas dinding
S	: *surface*
W	: dinding
z	: segmen dari atas ke bawah

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Komposisi nira tebu 12
Tabel 4.1 Parameter reologi pada berbagai konsentrasi 29
Tabel 4.2 Kecepatan liquida pada posisi radial 30
Tabel 4.3 Hubungan antara laju alir volumetrik dengan tebal film 30

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB 1
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada industri kimia terdapat banyak peralatan yang digunakan pada proses operasi. Salah satu alat yang diganakan adalah *evaporator*. *Evaporator* adalah alat yang digunakan untuk memekatkan suatu larutan. Evaporator biasanya dioperasikan pada kondisi vakum untuk menurunkan temperatur didih larutan. Keuntungan bila memakai sistem vakum adalah suhu operasi yang digunakan rendah sehingga bisa untuk memekatkan bahan makanan yang sensitif terhadap suhu tinggi. Namun, sistem vakum memerlukan biaya operasional yang sangat tinggi. Oleh karena itu dibutuhkan cara lain untuk menurunkan temperatur penguapan, yaitu dengan mengalirkan gas inert (udara) panas dalam evaporator.

Salah satu jenis evaporator yang biasanya digunakan untuk memekatkan larutan yang peka terhadap panas yaitu *falling film evaporator*. Keuntungan menggunakan *falling film evaporator* yaitu waktu kontak yang singkat, pemanasan dilakukan pada suhu yang tidak terlalu tinggi sehingga tidak merusak bahan, memiliki perbedaan tekanan yang minimum, dan koefisien transfer panas yang besar (Elias, 2004). Pada umumnya *evaporator* jenis ini digunakan untuk menguapkan larutan seperti *juice*, susu dan bahan yang sangat rentan terhadap panas yang berlebihan supaya tidak rusak.

Cara kerja *falling film evaporator* yaitu dengan mengalirkan liquida yang masuk melalui pipa dengan menggunakan gaya gravitasi. Umpan yang mengalir membentuk pola film tipis masuk pada bagian atas kolom dan melewati *tube* yang sudah dipanaskan. Dan udara dialirkan dari bagian bawah kolom evaporator berlawanan dengan arah masuk liquida (*counter current*) atau searah dengan arah masuk liquida (*co current*).

Untuk merancang suatu *falling film evaporator* dengan tepat dan untuk memprediksi kinerja alat diperlukan model teoritis. Model teoritis mengandung beberapa parameter seperti koefisien perpindahan massa dan panas.

Salah satu industri yang menggunakan falling film evaporator adalah pada industri gula. Di pabrik gula bahan yang di evaporasi adalah nira. Nira adalah larutan berwarna kuning kecoklatan yang merupakan hasil perahan tebu dan mengandung air, sakarosa, gula reduksi, senyawa organik. Aplikasi yang diterapkan pada pabrik gula yaitu setelah nira dijernihkan, kemudian dipekatkan dalam suatu *evaporator, evaporator* yang banyak digunakan diantaranya adalah *climbing falling film evaporator* dan *plate falling film evaporator.*

Beberapa peneliti terdahulu telah mengkaji model teoritis *falling film* untuk memekatkan beberapa larutan serta mengembangkan persamaan korelasi untuk mendapatkan koefisien perpindahan panas dan massa. Beberapa penelitian yang dilakukan antara lain Saravacos dkk (1970) tentang pemekatan larutan encer pada *falling film evaporator* pada skala kecil. Lonkar dkk (1991) mengadakan penelitian tentang penyusunan aplikasi *falling film evaporator* pada industri gula di India dengan mempertimbangkan aplikasi yang efektif dari kriteria perpindahan panas dan distribusi masukan. Hewit (1993) memberikan persamaan koefisien perpindahan panas pada aliran laminar halus, laminar gelombang dan turbulen. Palen (1994) mengadakan penelitian hubungan antara perpindahan panas dan perpindahan massa, untuk campuran biner ethylen glikol dan propilen glikol, pada tekanan atmosfer. Kumar dkk (1997) mengadakan penelitian tentang karakteristik reologi nira selama dalam proses pengolahan gula. Lailatul dkk (2000) mengadakan penelitian tentang pengaruh laju alir, dan konsentrasi terhadap koefisien perpindahan panas untuk larutan gula. Elias (2004) melakukan penelitian tentang studi transfer panas dan massa pada proses evaporasi *falling film* menggunakan evaporator *falling film* tipe horizontal tubular. Chien dkk (2005) mengadakan penelitian tentang perbandingan data eksperimen dengan prediksi model *falling film evaporator* pada literatur, hasil yang diperoleh bahwa dari data eksperimen *falling film evaporator* pipa horizontal yang menggunakan *refrigerants,* bahwa *boiling effect* pada *liquid film* adalah signifikan dan seharusnya dihitung untuk prediksi tersebut. Budhikarjono (2006) mengadakan penelitian tentang perpindahan panas dan massa penguapan *falling film* campuran uap-gas metanol-air arah berlawanan. Hasil yang diperoleh menunjukkan meningkatnya laju alir udara maka perpindahan panasnya juga meningkat

meskipun tidak signifikan. Sahid dkk (2007) mengadakan penelitian tentang perpindahan panas dan massa *falling film evaporator* untuk sistem larutan nira – udara dengan aliran udara searah. Birls dkk (2008) mengadakan penelitian tentang pendekatan kalkulus untuk falling film evaporator pada industri gula. Bhargava dkk (2008) mengadakan penelitian tentang perbandingan data eksperimen dengan pengembangan model matematika non linear untuk analisa sistem Septuple Effect Flat Film Evaporator (SEFFE) yang digunakan untuk memekatkan *black liquor* dalam industri kertas. Filho dkk (2011) mengadakan penelitian tentang sifat reologi dan dinamika fluida pada nira.

Selain itu beberapa penelitian tentang simulasi proses penguapan pada evaporator juga telah dilakukan, antara lain Tanjung dkk (2009) mengadakan penelitian tentang simulasi *falling film evaporator* dengan sistem larutan *black liquor* – udara. Triwulandari dkk (2011) mengadakan penelitian tentang simulasi *falling film evaporator* dengan sistem larutan nira encer – udara dengan data dari literatur. Ang (2011) mengadakan penelitian tentang simulasi susu pada konsentrasi tinggi yang difokuskan untuk memperoleh data rheologi susu serta tipe aliran susu pada *falling film evaporator*.

1.2 Perumusan Masalah

Penelitian yang telah dilakukan oleh peneliti terdahulu adalah tentang proses penguapan pada berbagai macam bahan diantaranya *black liquor*, susu dan nira encer. Selain itu ada juga beberapa peneliti melakukan simulasi untuk proses penguapan yang telah dilakukan. Penelitian yang dilakukan dengan bahan nira pada umumnya menggunakan nira dengan kadar brix rendah (encer).

Dari uraian diatas maka pada penelitian ini dilakukan dengan menggunakan nira pekat karena belum banyak dilakukan. Oleh karena itu dilakukan penelitian secara eksperimen dan simulasi mengenai *falling film evaporator* menggunakan larutan nira pekat pekat belum dilakukan.

1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah :

1. Melakukan pemodelan matematis *falling film evaporator* untuk memekatkan nira pekat dengan memperhitungkan sifat reologi larutan nira.
2. Melakukan kajian teoritis terhadap kinerja *falling film evaporator*
3. Mengestimasi parameter model (koefisien perpindahan panas (hg) dan massa (ky)) dengan *fitting* prediksi teoritis terhadap data eksperimen.

1.4 Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan dapat dimanfaatkan sebagai acuan untuk mendesain peralatan yang digunakan untuk menguapkan nira pekat.

BAB 2
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Evaporasi

Evaporasi adalah suatu proses untuk memekatkan larutan dengan menguapkan zat pelarutnya. Dalam evaporasi uap dari larutan yang telah mendidih dihilangkan dan terbentuklah suatu larutan yang lebih pekat. Sebagian besar kasus pada unit operasi, evaporasi diartikan sebagai pengurangan kadar air dari suatu larutan (Geankoplis, 2003).

Evaporasi dilakukan dalam suatu peralatan yaitu evaporator. Untuk operasi penguapan diperlukan sirkulasi (gerakan fluida). Sirkulasi tersebut dilakukan secara konveksi bebas (natural convection) dan konveksi paksa (forced convection). Konveksi bebas terjadi bila suatu permukaan bahan padat berkontak dengan gas atau liquida yang suhunya berbeda dengan suhu permukaan. Sedangkan konveksi paksa yaitu bila suatu fluida mengalir di dalam pipa sehingga mekanisme perpindahan panas terjadi antara dinding pipa dan fluida (Altway dkk, 2012).

2.2 Hal-hal yang Mempengaruhi Proses Penguapan

2.2.1 Sifat Kimia dan Fisika Larutan

Sifat kimia dan fisika larutan yang akan dipekatkan juga berpengaruh besar pada jenis evaporator yang digunakan serta tekanan dan temperatur pada proses. Sifat kimia dan fisika tersebut antara lain :

- Konsentrasi larutan

  Biasanya umpan cair yang akan dipekatkan pada evaporator memiliki konsentrasi encer, viskositas rendah, hampir sama dengan air dan koefisien perpindahan panas relatif tinggi. Selama proses penguapan, konsentrasi larutan dapat menjadi lebih pekat sehingga dapat menyebabkan koefisien perpindahan panas menurun.

- Kelarutan

  Kelarutan membatasi konsentrasi maksimum larutan yang dipekatkan. Saat larutan dipanaskan dan konsentrasi zat terlarut meningkat, maka kristal akan terbentuk.
- Kesensitifan bahan terhadap suhu

  Banyak produk, khususnya minuman dan bahan biologi lainnya, yang sensitif terhadap suhu dan akan menjadi rusak ketika dipanaskan pada temperatur tinggi.
- Busa

  Pada beberapa bahan yang kental seperti susu skim, selama proses penguapan akan menimbulkan busa, yang menyebabkan sebagian liquid terbawa dalam aliran uap.
- Tekanan dan temperatur

  Semakin besar tekanan operasi pada evaporator maka temperatur didih larutan semakin tinggi.
- Pembentukan endapan dan bahan konstruksi

  Beberapa larutan membentuk endapan yang disebabkan karena dekomposisi produk atau kelarutannya menurun, sehingga menyebabkan penurunan koefisien perpindahan panas. Bahan konstruksi untuk evaporator perlu diperhatikan untuk meminimalkan korosi.

(*Geankoplis, 2003*)

2.2.2 Kondisi operasi yang Mempengaruhi Operasi Penguapan

Kondisi operasi yang mempengaruhi operasi penguapan yaitu :

a. Temperatur umpan

Apabila umpan yang masuk dibawah temperatur jenuhnya, maka diperlukan pemanasan awal pada umpan sebelum terjadi penguapan sehingga diperlukan luas perpindahan panas untuk pemanasan awal. Namun jika umpan yang masuk suhunya diatas temperatur jenuh, akan terjadi penguapan secara *flash.*

b. Tekanan operasi

Pada umumnya unit penghampaan (vakum) digunakan untuk menurunkan tekanan operasi. Selain itu dapat juga dengan penghembusan uap-gas untuk

menurunkan tekanan parsial uap. Tekanan vakum bertujuan untuk menjaga temperatur rendah pada bahan yang sensitif terhadap panas. Dalam hal ini diharapkan *driving force* perbedaan temperatur yang besar, karena luas perpindahan panas kecil.

c. Temperatur media pemanas

Semakin besar temperatur media pemanas yang digunakan semakin besar perbedaan temperaturnya, yang akan menyebabkan semakin kecil luas perpindahan panas, sehingga ukuran dan biaya evaporator menjadi kecil.

d. Waktu tinggal

Semakin lama waktu tinggal menyebabkan semakin banyak terjadi penguapan. Namun untuk bahan yang sensitif terhadap panas, waktu tinggal yang terlalu lama harus dihindari karena akan merusak larutan yang akan dipekatkan.

e. Turbulensi

Adanya turbulensi dapat menaikkan koefisien perpindahan panas karena adanya konveksi.

2.3 *Falling Film Evaporator*

Falling film evaporator merupakan alat yang dirancang untuk mengurangi kadar air suatu liquida yang mengalir membentuk *film* tipis. Biasanya gas *inert* (udara) panas dialirkan untuk menurunkan tekanan parsial uap, sehingga dapat menurunkan temperatur didih larutan. Umpan mengalir ke bawah sebagai lapisan *film* pada bagian *tube* yang dipanasi dengan media pemanas (*steam*). Pemisahan uap dan cairan biasanya terjadi pada bagian bawah. *Film* liquida yang terbentuk tergantung pada gaya gravitasi, viskositas liquida serta kecepatan alir liquida. *Falling film evaporator* dirancang untuk menguapkan suatu liquida yang mengalir membentuk suatu *film* tipis di atas permukaan yang dipanasi. Panas dipindahkan secara konduksi dan konveksi. *Falling film evaporator* menghasilkan *film* yang tipis dan mengalir cepat, sehingga koefisien perpindahan panasnya lebih tinggi.

Dalam perpindahan panas *falling film evaporator*, salah satu hal utama yang berperan penting adalah laju penguapan *film*. Beberapa metode yang dapat digunakan untuk meningkatkan laju penguapan *film* tipis adalah :

1. Menaikkan temperatur permukaan yang dipanasi, T_w

2. Menurunkan tahanan panas *film*, misal dengan menaikkan koefisien perpindahan panas, *h*
3. Menurunkan temperatur permukaan cairan, T_s
   a. Dalam keadaan uap murni yaitu dengan menurunkan tekanan total
   b. Dalam keadaan campuran uap-gas yaitu dengan menurunkan tekanan parsial uap

Metode 1 terbatas karena sering terjadi *nucleate boiling* yang sulit dihindari. Metode 2 digunakan pada *film* tipis. Metode 3.a. mempunyai pemasalahan kebocoran dalam sistem vakum. Metode 3.b. secara luas digunakan untuk mengatasi masalah pada metode 3.a. salah satunya dengan hembusan udara (Hewitt, et.al, 1993).

Kelebihan *Falling film evaporator* yaitu:

- Aplikasi waktu tinggalnya singkat dan digunakan untuk fluida sensitif terhadap panas
- Hanya dibutuhkan ruang yang kecil untuk penempatannya
- Digunakan untuk cairan dengan kandungan padatan rendah
- Koefisien perpindahan panas tinggi
- Tidak ada kenaikan titik didih yang disebabkan perbedaan tekanan (Hewitt, et.al, 1993)

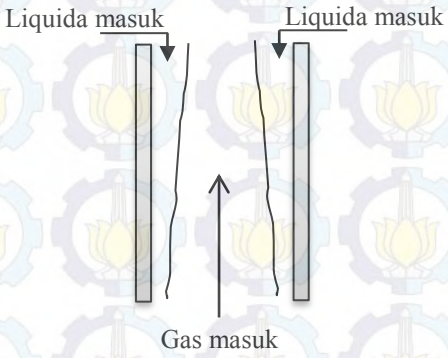
Prinsip penting yang harus diperhatikan dalam desain *falling film evaporator* adalah:

1. Larutan *superheat* harus cukup rendah untuk membatasi terbentuknya *nucleate boiling*, yang akan menyebabkan deteriorasi .
2. Dibutuhkan perbedaan yang cukup antara temperatur permukaan yang dipanasi dengan temperatur jenuh sesuai dengan tekanan uap parsialnya.
3. *Film* larutan tipis dengan koefisien perpindahan panas yang memadai.
4. Laju alir umpan harus cukup besar untuk mencegah agar *film* larutan menjadi merata.
5. Pada sistem aliran *counter-current*, laju alir gas keluar harus lebih kecil daripada batas *flooding*.
6. Sistem distribusi larutan pada bagian permukaan larutan memungkinkan untuk menghasilkan ketebalan *film* yang seragam.

2.4 Tipe Arah Aliran Udara

Ada dua tipe arah aliran udara yang digunakan pada falling film evaporator antara lain :

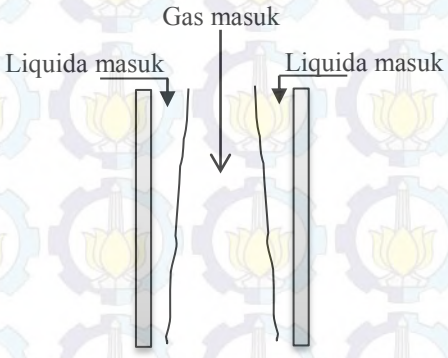
a. Aliran Udara *Counter Current* (berlawanan arah)



Gambar 2.1 *Evaporator* berlawanan arah

Aliran udara *counter-current* adalah tipe arah aliran udara dan liquida yang dimasukkan secara berlawanan arah. Sistem ini memiliki efisiensi penguapan yang maksimal. Hal ini dikarenakan kontak udara dengan liquida lebih lama dan semakin kebawah temperatur liquida semakin semakin besar. Namun, penguapan dengan sistem *counter-current* tidak dapat digunakan untuk bahan yang tidak tahan terhadap pemanasan tinggi.

b. Aliran Udara *Co-Current* (searah)



Gambar 2.2 *Evaporator* searah

Aliran udara *co-current* adalah tipe arah aliran udara dan liquida yang dimasukkan secara searah. Penguapan dengan sistem *co-current* dapat

digunakan untuk bahan yang tidak tahan terhadap pemanasan yang tinggi, sehingga bahan tidak cepat rusak. Kelemahan dari sistem ini adalah distribusi panasnya statis dan temperatur liquida semakin kebawah semakin kecil karena tidak ada pemanasan kembali, sehingga efisiensi penguapannya kecil.

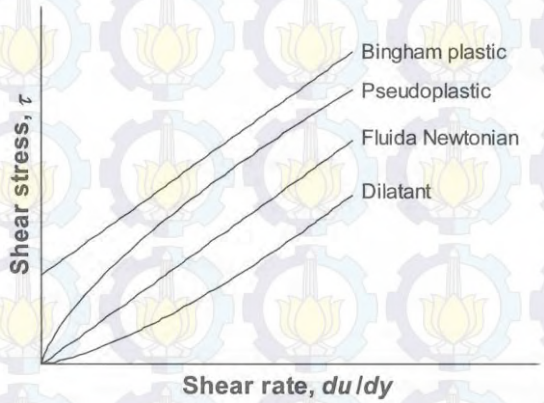
2.5 Reologi

Reologi adalah ilmu yang mempelajari tentang sifat aliran dari suatu bahan khusunya yang terkait dengan keadaan liquida. Reologi sangat erat kaitannya dengan viskositas. Keuntungan mengetahui reologi suatu bahan yaitu :

1. Mengetahui struktur suatu bahan
2. Untuk mengontrol bahan dasar dan mengontrol proses pengolahan
3. Untuk mendesain alat tertentu, misal pompa dan pipa alir

Selain itu reologi juga mempelajari hubungan antara tekanan gesek (*shear stress*) dengan kecepatan geser (*shear rate*) pada fluida yang analog dengan hubungan antara strain dan stress pada benda padat.

Perilaku fluida dibawah pengaruh kerja *shear stress* sangat penting karena hal tersebut menentukan cara fluida tersebut mengalir. Hal yang mempengaruhi distribusi *stress* pada suatu fluida adalah viskositas. Fluida yang mengikuti hukum Newton disebut dengan fluida Newtonian, sedangkan fluida yang tidak mengikuti hukum Newton disebut dengan fluida Non Newtonian. Fluida Newtonian yaitu $\tau_{rz}=-\mu\frac{dVz}{dr}$, dimana viskositas fluida konstan, sedangkan pada fluida Non Newtonian, viskositas fluida tidak dapat didefinisikan dengan satu nilai viskositas yang konstan. Perilaku fluida non Newtonian terbagi atas fluida yang sifatnya tergantung pada waktu dan ada juga yang tidak (Altway dkk, 2012).



Gambar 2.3 Fluida yang sifatnya tidak tergantung waktu bila dikenai *shear stress*

Pada Gambar 2.3 dapat dilihat bahwa fluida non-Newtonian yang tidak tergantung terhadap waktu bila dikenai *shear* maka terbagi menjadi :

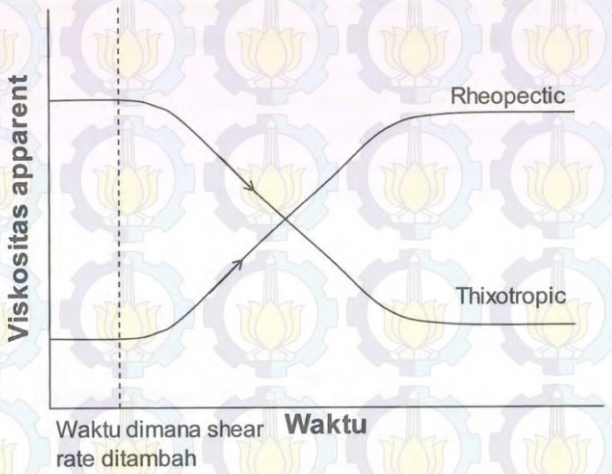
- *Bingham-plastic*

  Disebut juga dengan fluida *yield stress*. Sifatnya berbeda dari Newtonian hanya pada hubungan linear tidak melewati titik awal.
- *Pseudo-plastic*

  Pada umumnya, fluida non Newtonian termasuk pada jenis ini. Pada pseudoplastic, semakin besar gradien kecepatan, maka viskositasnya akan menjadi kecil.
- Fluida *dilatant*

  Pada fluida dilatant, semakin besar gradien kecepatan fluida, maka nilai viskositasnya juga semakin besar.

(Altway dkk, 2012)



Gambar 2.4 Fluida non-Newtonian yang perilakunya tergantung waktu bila dikenai *shear*

Sedangkan pada Gambar 2.4 adalah gambar fluida non-Newtonian yang perilakunya tergantung waktu bila dikenai shear diilustrasikan pada Gambar 2.4 terdiri dari :

- Fluida *thixotropic*

  Nilai viskositas akan berkurang sewaktu shear rate ditambah.
- Fluida *rheopectic*

  Nilai viskositas akan bertambah sewaktu shear rate ditambah.
- Fluida *visco-elastic*

  Fluida yang memiliki sifat elastis yang membuatnya mengerut kembali jika gaya *shear* ditambahkan.

Ada beberapa model untuk fluida *non-Newtonnian*, antara lain model *power law* yang dinyatakan dengan τ_{rz}=-m $\left(\frac{dV_z}{dr}\right)^n$. Dimana n dan m adalah parameter viskositas pada model *power law*. Bila nilai n>1 maka fluida disebut *dilatant* dalam hal ini viskositas fluida naik dengan adanya kenaikan *stress*. Sedangkan bila nilai n<1, fluida disebut *pseudoplastic*, dalam hal ini viskositas turun dengan adanya kenaikan *stress*.

2.6 Nira

Nira tebu adalah suatu ekstrak cairan yang berasal dari batang tebu yang mengandung kadar gula relatif tinggi. Nira tebu mengandung gula dan zat bukan gula, beberapa kandungan nira yang lain dijelaskan dalam tabel berikut :

Tabel 2.1 Komposisi Nira Tebu

No	Komponen	Persentase (%tebu)
1	Gula sukrosa	11 – 14
2	Gula pereduksi	0,5 – 2
3	Zat anorganik	0,5 – 2,5
4	Zat organik	0,15 – 0,2
5	Sabut	10 – 15
6	Zat warna, zat lilin	7,5 – 15
7	Air	60 – 80

Sumber : Fitri, 2007

Nira tebu juga terdiri dari tiga macam bahan bila ditinjau dari sifat fisik dan kimianya yaitu :

1. Bahan kasar yang terdispersi, berupa tanah, ampas tebu (serat). Jumlahnya mencapai 5% dari berat nira dan dapat dihilangkan melalui proses penyaringan.
2. Bahan koloid, berupa butiran tanah, lilin, lemak, protein, getah (gum), pektin, tanin dan zat warna. Jumlahnya 0,05 – 0,3% dari berat nira dan bahan tersebut dapat merangsang pertumbuhan mikroba.
3. Molekul dan ion yang terdispersi, berupa gula dan unsur yang terdapat dalam abu.

Nira mentah hasil pemurnian, diturunkan kadar airnya dengan cara penguapan hingga mencapai kekentalan yang diharapkan. Penguapan yang dilakukan biasanya menggunakan evaporator.

2.7 Perpindahan Panas dan Massa pada *Falling Film*

2.7.1 Perpindahan Panas

Persamaan yang sederhana untuk desain *evaporator* adalah :

$$q=UA\Delta T \tag{2.1}$$

Dimana q adalah laju perpindahan panas antar fasa, A adalah luas perpindahan panas, ΔT adalah perbedaan temperatur antara temperatur listrik dan temperatur liquida rata-rata dan U adalah koefisien perpindahan panas total (Geankoplis, 2003).

Laju perpindahan panas total dihitung berdasarkan koefisien perpindahan panas individual. Persamaan untuk perpindahan panas individual yaitu sebagai berikut : (Hewitt dkk, 1993)

$$\overline{\qquad\qquad}\text{-} \tag{2.2}$$

dimana koefisien perpindahan panas (h) terjadi dari fluida di permukaan dinding sampai batasan interface antar cairan dengan uap.

Persamaan (2.3), (2.4) dan (2.5) digunakan untuk menghitung koefisien transfer panas. Pada persamaan (2.3) digunakan pada aliran laminer tanpa gelombang yaitu pada $N_{Re} < 30$:

(Hewitt dkk, 1993)

$$\frac{\bar{h}_G}{k_L}\left\{\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_G)g}\right\}^{1/3} = \left(\frac{4}{3}\right)^{4/3}\frac{(Re_0-Re_L)}{\left(Re_0^{4/3}-Re_L^{4/3}\right)} \tag{2.3}$$

Persamaan (2.4) untuk aliran laminer dengan gelombang yaitu pada N_{Re} 30 – 1600 :

(Hewitt dkk, 1993)

$$\frac{\bar{h}_G}{k_L}\left\{\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_G)g}\right\}^{1/3} = 0{,}922\frac{(Re_0-Re_L)}{\left(Re_0^{1,22}-Re_L^{1,22}\right)} \tag{2.4}$$

Persamaan (2.5)untuk aliran turbulen yaitu pada $N_{Re} > 1800$:

(Hewitt dkk, 1993)

$$\frac{\bar{h}_G}{k_L}\left\{\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_G)g}\right\}^{1/3} = 0{,}017\frac{(Re_0-Re_L)}{\left(Re_0^{0,75}-Re_L^{0,75}\right)}\text{-}Pr^{0,5} \tag{2.5}$$

2.7.2 Perpindahan Massa

Koefisien perpindahan massa rata-rata dapat dihitung dari fluks massa N_A dibagi *driving force* konsentrasi dan dinyatakan dengan persamaan (2.6). (Coulson dkk,1999)

$$k_y = \frac{N_A}{\Delta C_A} \tag{2.6}$$

$$\Delta C_A = C_{As} - C_{AG} \tag{2.7}$$

Sedangkan harga N_A dicari dari :

$$q = N_A \lambda \tag{2.8}$$

$$h.\Delta T_W = N_A \lambda \tag{2.9}$$

$$N_A = \frac{h.\Delta T_W}{\lambda} \tag{2.10}$$

(Treyball, 1981)

Korelasi bilangan Sherwood yang digunakan pada pipa dan cairan *falling film* sebagai berikut:

$$N_{Sh} = a N_{Re}^{b} N_{Sc}^{c} \tag{2.11}$$

2.8 Penelitian – Penelitian Yang Telah Dilakukan

Berikut adalah beberapa penelitian yang berkaitan dengan proses penguapan pada falling film evaporator :

1. **Saravacos dkk (1970)** tentang pemekatan larutan encer pada *falling film evaporator* pada skala kecil. Bila dilakukan pemekatan larutan encer menjadi larutan pekat, akan menyebabkan larutan menjadi semakin kental. Pada penelitian ini digunakan larutan jus apel, jus anggur dan susu kedela. Kesimpulan yang diperoleh yaitu dengan konsentrasi diatas 50 ^{0}brix, larutan tersebut telah bersifat non-Newtonian.

2. **Lonkar dkk (1991)** mengadakan penelitian tentang penyusunan aplikasi *falling film evaporator* pada industri gula di India dengan mempertimbangkan aplikasi yang efektif dari kriteria perpindahan panas dan distribusi masukan.
3. **Hewit dkk (1993)** memberikan persamaan koefisien perpindahan panas pada aliran laminar halus, laminar gelombang dan turbulen.
4. **Palen dkk (1994)** mengadakan penelitian hubungan antara perpindahan panas dan perpindahan massa, untuk campuran biner ethylen glikol dan propilen glikol, pada tekanan atmosfer. Penelitian ini menggunakan distribusi *film* tipe *plug flow* melalui celah. Dari hasil penelitiannya diperoleh kesimpulan Koefisien perpindahan panas untuk campuran tidak terlalu tergantung pada suatu dinding dan bilangan Reynolds tetapi sangat tergantung pada komposisi campuran, harga laju perpindahan panas efektif bisa 80 % lebih rendah dari komponen tunggal. Dalam range bilangan laminar sampai turbulen, bilangan Reynolds semakin besar, koefisien perpindahan panas semakin besar. Tahanan perpindahan massa di dalam *film* cairan berpengaruh terhadap temperatur *interface* yang mengakibatkan pengurangan efektif dari *driving force* perbedaan suhu.
5. **Kumar dkk (1997)** mengadakan penelitian tentang karakteristik reologi nira selama dalam proses pengolahan gula. Hasil yang diperoleh yaitu persamaan Arhenius sangat cocok untuk mendeskripsikan pengaruh temperatur dan diindikasikan bahwa alirannya merupakan aliran pseudoplastik.
6. **Lailatul dkk (2000)** mengadakan penelitian tentang pengaruh laju alir, dan konsentrasi terhadap koefisien perpindahan panas untuk larutan gula. Penelitian ini dilakukan pada tekanan atmosferik. Hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa koefisien perpindahan panas tergantung pada laju alir dan konsentrasi larutan.
7. **Elias (2004)** mengadakan penelitian tentang studi transfer panas dan massa pada proses evaporasi *falling film* menggunakan evaporator *falling film* tipe *horizontal tubular*. Evaporator didesain dan dievaluasi pada kondisi operasi yang berbeda. Program yang digunakan untuk memprediksi performa suhu menggunakan Fortran. Hasil yang diperoleh dengan adanya kenaikan suhu

maka koefisien perpindahan panas keseluruhan dari air panas untuk film jatuh menurun. Koefisien perpindahan massa tidak berbeda secara signifikan.

8. **Chien dkk (2005)** mengadakan penelitian tentang membandingkan data eksperimen dengan prediksi model *falling film evaporator* pada literatur, hasil yang diperoleh bahwa dari data eksperimen *falling film evaporator* pipa horizontal yang menggunakan *refrigerants*, bahwa *boiling effect* pada *liquid film* adalah signifikan dan seharusnya dihitung untuk prediksi tersebut.
9. **Budhikarjono (2006)** mengadakan penelitian tentang evaluasi pengaruh laju alir gas dalam hal ini udara, laju alir umpan cair dan konsentrasi terhadap koefisien perpindahan panas dan koefisien perpindahan massa di dalam *falling film evaporator* untuk sistem larutan organik, larutan elektrolit dan larutan campuran biner serta menentukan persamaan empiris koefisien perpindahan panas dan massa *falling film evaporator* untuk laju alir umpan dan laju alir udara berlawanan arah dan searah. Hasil yang diperoleh menunjukkan meningkatnya laju alir udara maka perpindahan panasnya juga meningkat meskipun tidak signifikan.
10. **Sahid dkk (2007)** mengadakan penelitian tentang perpindahan panas dan massa *falling film evaporator* untuk sistem larutan nira – udara dengan aliran udara searah.
11. **Bhargava dkk (2008)** mengadakan penelitian tentang perbandingan data eksperimen dengan pengembangan model matematika non linear untuk analisa sistem Septuple Effect Flat Film Evaporator (SEFFE) yang digunakan untuk memekatkan *black liquor* dalam industri kertas.
12. **Birls dkk (2008)** mengadakan penelitian tentang pendekatan kalkulus untuk falling film evaporator pada industri gula. Hasil yang diperoleh yaitu ketebalan film tergantung pada dinamika viskositas larutan, semakin besar ketebalan film kritis maka viskositas semakin besar, selain itu densitas difusi nira lebih besar dan ketebalan film kritis akan lebih kecil
13. **Filho dkk (2011)** mengadakan penelitian tentang sifat reologi dan dinamika fluida pada nira. Penelitian yang dilakukan yaitu dengan melakukan perbandingan sifat reologi pada tiga jenis nira yaitu *untreated* nira, *mixed* nira dan *clarified* nira menggunakan viskometer tipe *cone and plate*. selain itu

dilakukan juga penelitian tentang pengaruh viskositas terhadap suhu menggunakan persamaan Arhenius. Hasil yang diperoleh yaitu persamaan yang didapatkan antara prediksi dan pengukuran adalah sangat cocok untuk *untreated* nira dan *clarified* nira.

Sedangkan penelitian tentang simulasi proses penguapan pada evaporator yaitu :

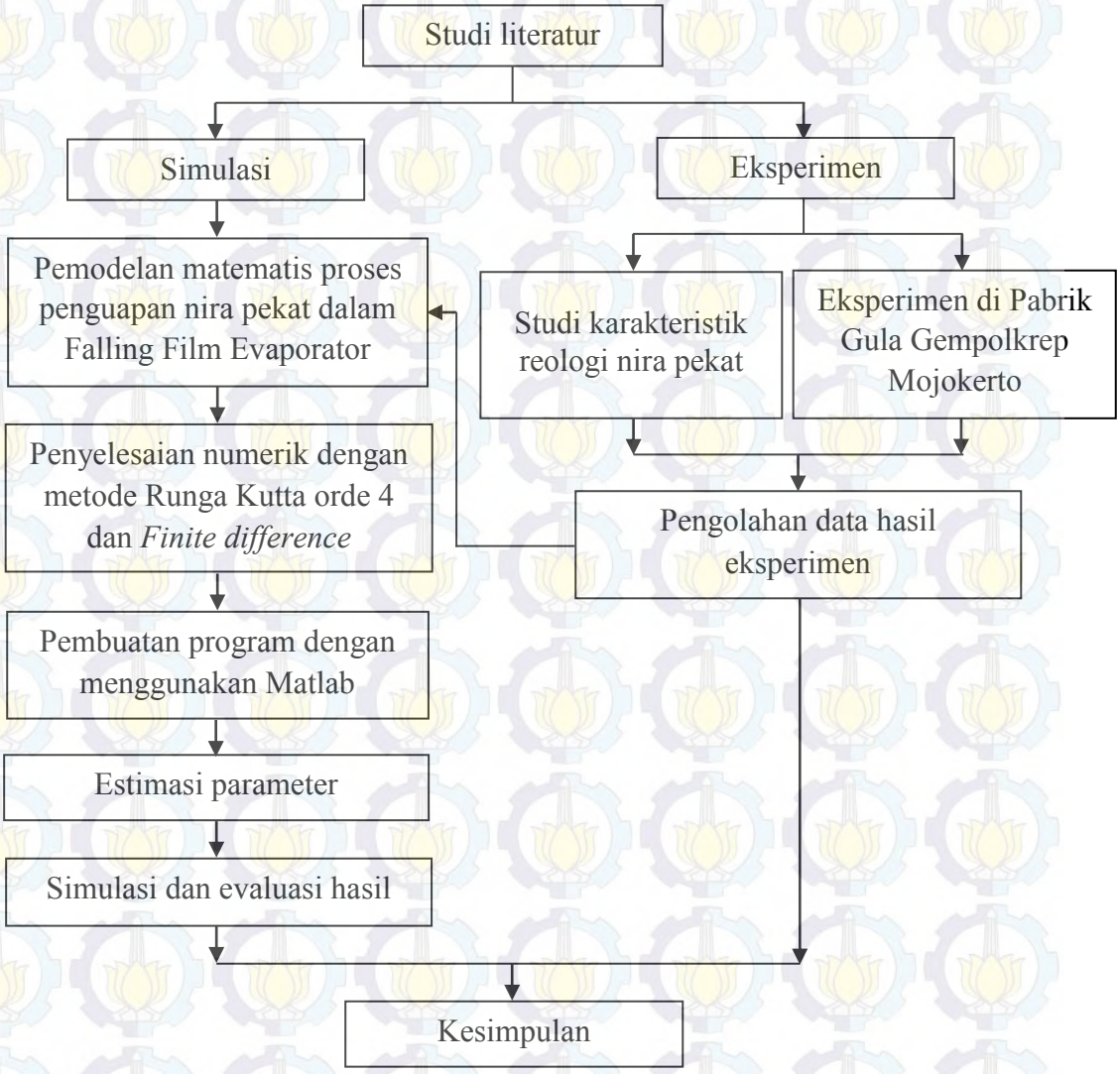
1. **Tanjung dkk (2009)** mengadakan penelitian tentang simulasi *falling film evaporator* dengan sistem larutan *black liquor* – udara. Hasilnya, perpindahan panas tergantung dari laju alir larutan, semakin besar laju alir larutan semakin besar perpindahan panasnya, perpindahan panas tergantung dari laju alir gas, semakin besar laju alir gas semakin kecil temperatur gas.
2. **Triwulandari dkk (2011)** mengadakan penelitian tentang simulasi *falling film evaporator* dengan sistem larutan nira encer – udara dengan data dari literatur. Hasil yang diperoleh dari simulasi tersebut yakni Laju alir udara memberikan pengaruh yang tidak terlalu signifikan terhadap konsentrasi produk.
3. **Ang (2011)** mengadakan penelitian tentang simulasi susu pada konsentrasi tinggi menggunakan model *Herschel-Bulkley* dan program Matlab. Penelitian ini difokuskan untuk memperoleh data rheologi susu serta tipe aliran susu pada falling film evaporator. Hasil yang diperoleh yaitu kondisi aliran adalah non-Newtonian, viskositas susu naik seiring dengan waktu dan parameter rheologi berdampak pada aliran film.

BAB 3
METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dilakukan dengan melakukan eksperimen dan membuat program simulasi untuk mempelajari perpindahan panas dan massa pada *falling film evaporator* untuk penguapan nira dengan aliran udara berlawanan arah.

3.1 Langkah - Langkah Penelitian

Secara garis besar penelitian ini dilakukan dengan langkah-langkah yang ditunjukan pada gambar dibawah.



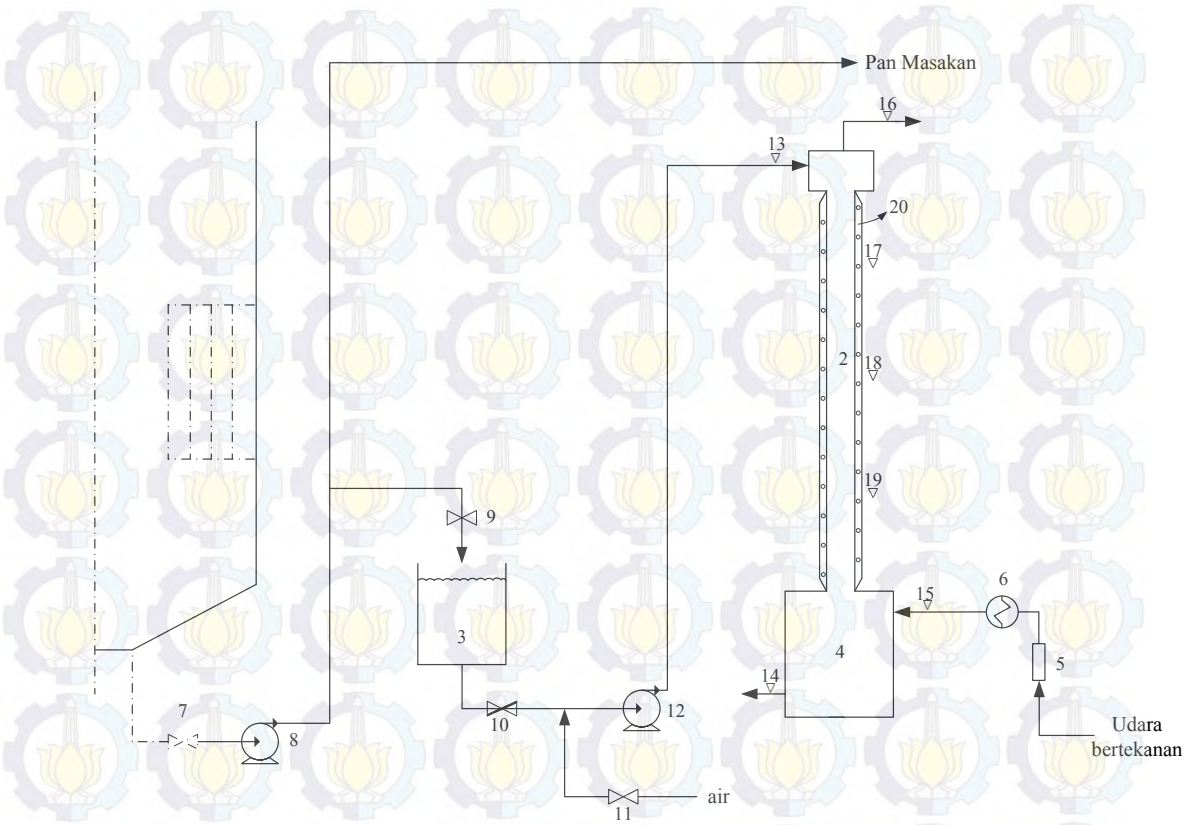
Gambar 3.1 Diagram alir langkah-langkah eksperimen

Langkah penelitian pertama yang dilakukan adalah studi literatur, yaitu dengan mempelajari berbagai macam penelitian yang telah dilakukan oleh peneliti sebelumnya tentang falling film evaporator baik secara eksperimen maupun secara simulasi. Setelah dilakukan studi literatur, langkah selanjutnya adalah melakukan eksperimen.

3.1.1. Prosedur Penelitian Eksperimen

Eksperimen ini dilakukan di Pabrik Gula Gempolkrep yang terletak di Mojokerto. Untuk eksperimen ini, nira yang digunakan adalah nira dari evaporator badan terakhir, lalu dipompa masuk ke dalam evaporator yang digunakan untuk eksperimen. Laju alir nira masuk divariasi dengan penambahan air, dengan laju alir yaitu 154, 243 dan 301 l/jam. Nira yang masuk dari bagian atas evaporator kemudian melewati distributor sehingga nira yang masuk ke tube bisa membentuk film. Langkah selanjutnya yaitu mengalirkan udara panas dengan laju alir 2, 4, 6, 8, dan 10 m3/jam dari bagian bawah kolom evaporator. Udara yang digunakan berasal dari kompresor (tekanan 10 atm dan suhu 303 K) dan melewati pemanas sehingga suhu udara yang masuk ke evaporator mencapai 342 K. Dan dilakukan pengamatan suhu nira masuk, suhu nira keluar, suhu udara masuk, suhu udara keluar, suhu pipa 1, 2, dan 3. Selanjutnya mengambil sampel sebanyak 500 ml untuk dipakai menghitung brix dan mengambil sampel untuk melakukan tes reologi.

Tes reologi dilakukan untuk mengetahui karakteristik liquida yang digunakan, yaitu nira pekat. Tes reologi dilakukan dengan menggunakan alat rheometer Brookfield HADV – III ULTRA meliputi pengukuran *shear stress* dan *shear rate* dengan variasi rpm antara 10 sampai 100 rpm. Hasil yang diperoleh kemudian dibuat grafik hubungan antara *shear stress* dan *shear rate* sehingga mendapatkan nilai m (indeks konsistensi) dan n (indeks sifat aliran).



Gambar 3.2 Evaporator *Falling Film* dengan aliran udara *Counter Current*

Keterangan :

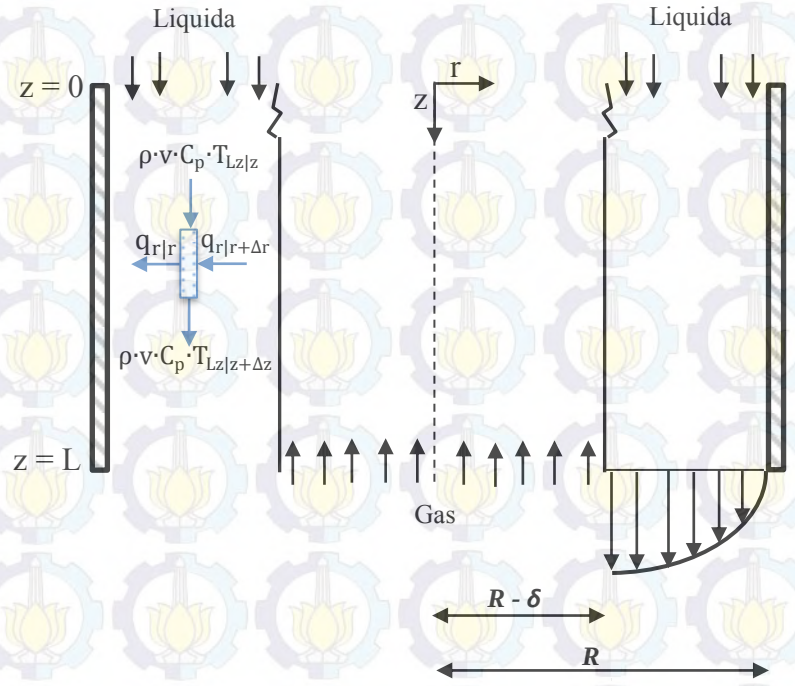
1	:	*Evaporator* pabrik (badan akhir)	11	:	*Valve*
2	:	*Evaporator*	12	:	Pompa (0,6 m^3/jam)
3	:	Tangki penampung	13	:	Pengukur suhu umpan
4	:	Tangki produk	14	:	Pengukur suhu produk
5	:	Rotameter	15	:	Pengukur suhu udara masuk
6	:	*Electric Heater* (3000 watt)	16	:	Pengukur suhu udara keluar
7	:	*Valve*	17	:	Pengukur suhu dinding
8	:	Pompa	18	:	Pengukur suhu dinding
9	:	*Valve*	19	:	Pengukur suhu dinding
10	:	*Valve*	20	:	Pemanas dinding

3.1.2. Penelitian Secara Simulasi

Setelah mendapatkan data dari hasil eksperimen, maka dilakukan pengolahan data dimana data tersebut akan digunakan untuk membuat pemodelan matematis

proses penguapan yang telah dilakukan. Selanjutnya dilakukan penyelesaian secara numerik menggunakan Runga Kutta orde 4 serta *finite difference* untuk membuat program pada matlab. Penyelesaian numerik diselesaikan dengan menggunakan metode Runga Kutta orde 4 karena metode tersebut memberikan ketelitian yang lebih tinggi dan menghasilkan error yang kecil karena slope yang digunakan dalam metode ini memiliki 4 nilai slope untuk setiap fungsinya sehingga nilai yang dihasilkan akan mendekati dengan nilai aslinya.

3.2 Pemodelan Matematis



Gambar 3.3. Skematik *Falling Film Evaporator*

Pada pemodelan matematis, digunakan asumsi-asumsi sebagai berikut:

1. Aliran liquid laminar steady state.
2. Aliran gas turbulen.
3. Film liquid rata dan tebal film seragam.
4. Untuk liquid, perpindahan panas konveksi pada arah *radial* dan konduksi kearah *axial* diabaikan.

5. Untuk gas, perpindahan panas konveksi kearah *radial* serta konduksi kearah *radial* dan *axial* diabaikan.
6. Properti-properti fisik dari fase liquida seperti densitas, kapasitas panas dan konduktivitas panas tidak bergantung temperatur.
7. Properti-properti fisik fase gas bergantung pada temperatur dan mengasumsikan gas ideal.

Persamaan yang harus diselesaikan pada pemodelan matematis proses penguapan nira pada *falling film evaporator* adalah :

1. Persamaan neraca momentum :

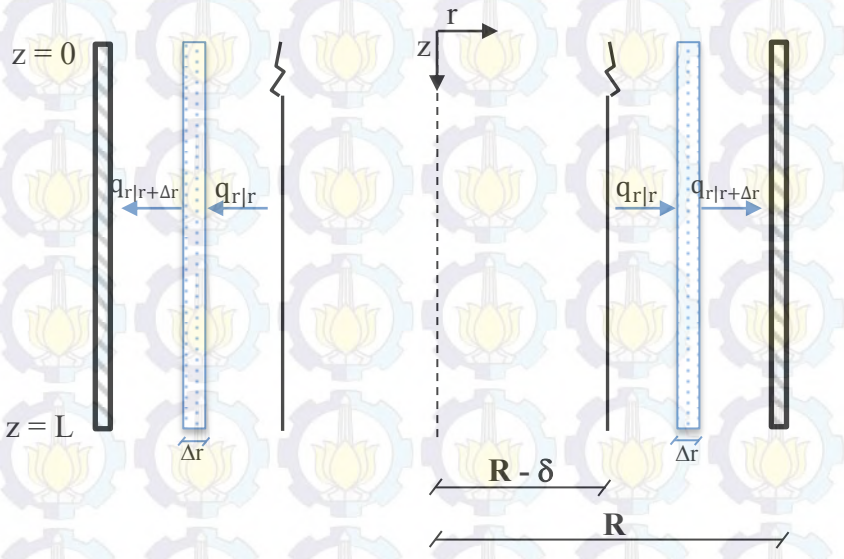
$$\frac{-d(r\tau_{rz})}{dr} + (\rho_L - \rho_g)\, g\, r = 0 \qquad 3.1$$

$$\tau_{rz} = m\left(-\frac{dV_z}{dr}\right)^n \qquad 3.2$$

Boundary Condition :

$r = R - \delta \quad \tau_{rz} = 0$

$r = R \quad V_z = 0$



Pada penyelesaian Persamaan 3.1 dan 3.2 dengan kondisi batas akan diperoleh distribusi kecepatan. Distribusi kecepatan pada *film* liquida mempengaruhi distribusi temperatur didalam *film* liquida dan perpindahan panas

pada *falling film evaporator*. Distribusi temperatur pada *film* liquida didapat dengan membuat neraca panas differensial pada *film* liquida.

2. Persamaan neraca panas *film* liquida keadaan *steady state* :

$$v_z \rho_L Cp_L \frac{\partial T_L}{\partial z} = \frac{k_L}{r} \frac{\partial}{\partial r}\left(r \frac{\partial T_L}{\partial r}\right) \qquad 3.3$$

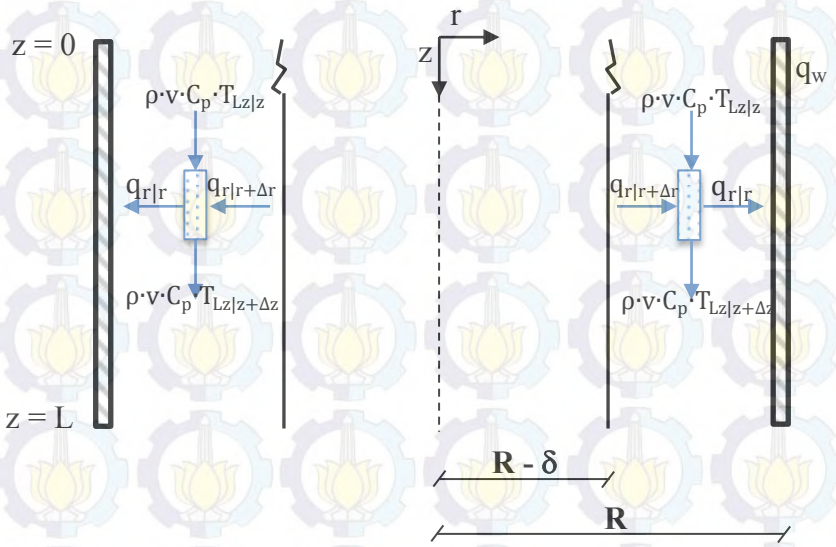
Boundary Condition :

$z = 0 \qquad T_L = T_{Lin}$

$r = R - \delta \qquad q = -k_L \frac{\partial T_L}{\partial r}$

$= h_G (T_L - T_G) + \lambda k_y (Y_{AS} - Y_{AG})$

$r = R \qquad q = - \; — = q_W$

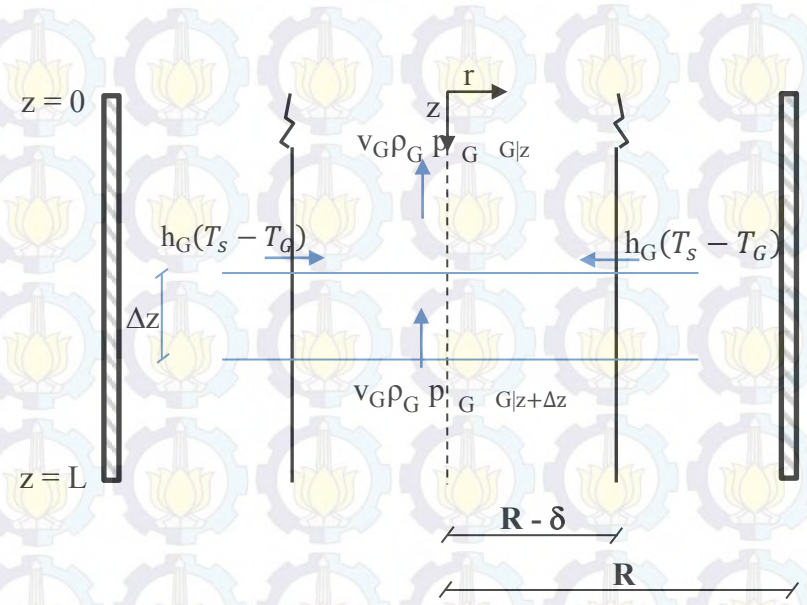


3. Persamaan neraca panas pada fase gas :

$$\rho_G Cp_G v_G \frac{\partial T_G}{\partial z} + \frac{4h_G(T_S - T_G)}{D} = 0 \qquad 3.4$$

Boundary Condition :

$z = L \qquad T_G = T_{Gin}$

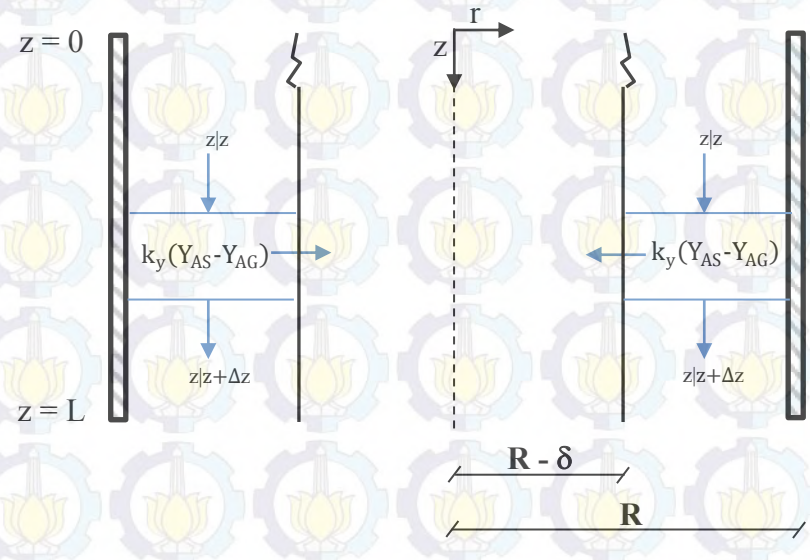


4. Persamaan neraca massa total :

$$\frac{\partial F}{\partial z} = -k_y \pi D (Y_{AS} - Y_{AG}) \qquad 3.5$$

Boundary Condition :

z = 0 F = Fin



5. Persamaan neraca massa *solute* (komponen) dalam liquid :

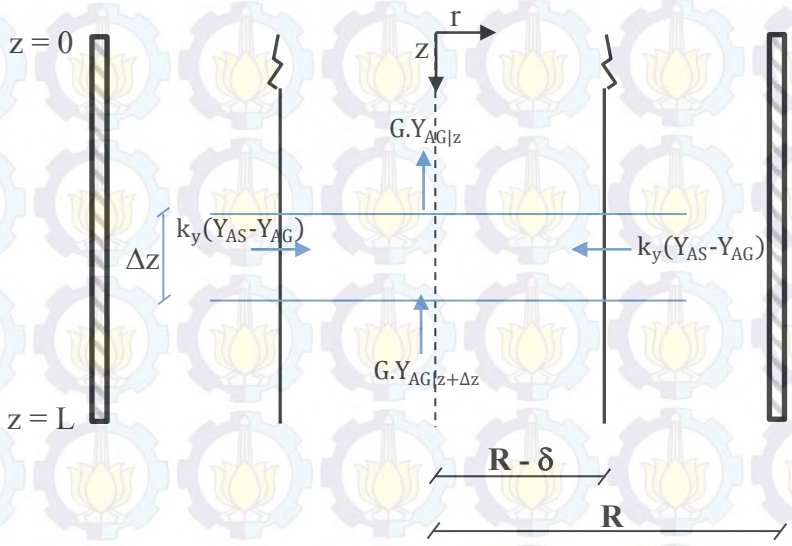
3.6

6. Persamaan neraca massa uap air dalam gas :

$$\frac{\partial Y_{AG}}{\partial z} = -\frac{k_y \pi}{G} D\left(Y_{AS} - Y_{AG}\right) \qquad 3.7$$

Boundary Condition :

$z = L \qquad Y_{AG} = Y_{AGin}$



Persamaan diatas diselesaikan secara numerik dengan gabungan metode Runga Kutta orde 4 dan *finite difference*. Program komputer dibuat menggunakan *software* MATLAB 6.

3.3 Estimasi Parameter Model

Dilakukan estimasi parameter model dengan memfitting antara hasil prediksi simulasi dengan data eksperimen. Minimasi deviasi antara simulasi dan eksperimen dilakukan dengan metode Hooke Jeeves.

3.4 Variabel Penelitian

3.4.1. Kondisi Operasi Yang Dibuat Tetap

Laju penyuplai panas (dalam dinding) sebesar 3 kW

3.4.2. Variabel *Input*

1. Konsentrasi nira pekat masuk (51, 59 dan 63 brix)
2. Laju alir umpan (154, 243 dan 301 l/jam)
3. Laju alir udara (2, 4, 6, 8 dan 10 m^3/jam)

3.4.3. Variabel *Output*

1. Distribusi temperatur liquida pada bagian interface ke arah aksial
2. Distribusi temperatur liquida pada bagian dinding ke arah aksial
3. Distribusi temperatur gas ke arah aksial
4. Distribusi konsentrasi di dalam film liquid ke arah aksial

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB 4
HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini dilaksanakan untuk menganalisa kinerja *falling film evaporator* untuk memekatkan larutan nira pekat. Penelitian ini dilakukan secara eksperimen dan simulasi. Eksperimen ini dilakukan untuk mendapatkan data yang selanjutnya akan digunakan untuk validasi dengan hasil simulasi. Eksperimen ini dilakukan dengan menggunakan nira Pabrik Gula Gempolkrep Mojokerto. Sedangkan untuk simulasi dipelajari pengaruh aliran liquida dan udara terhadap kinerja evaporator. Liquida yang digunakan adalah nira pekat dengan aliran laminar *steady state*. Gas dianggap mengalir secara *plug flow* dengan aliran turbulen. Model matematis yang dibentuk terdiri dari sistem persamaan differensial parsial yang diselesaikan secara numerik menggunakan metoda *finite difference* dan *Runge Kutta*. Program simulasi dibentuk dengan menggunakan software MATLAB. Variabel *input* yang digunakan yaitu laju alir larutan dan laju alir gas (udara). Sedangkan *output* yang akan dibahas yaitu distribusi temperatur larutan, distribusi temperatur gas, konsentrasi liquida dalam aliran laminar dan konsentrasi akhir solut larutan nira.

4.1 Profil kecepatan aliran film

Larutan nira yang dipekatkan pada penelitian ini berasal dari efek badan terakhir evaporator dengan konsentrasi sebesar 63 brix. Setelah dilakukan uji reologi maka didapatkan hasil bahwa larutan nira dengan konsentrasi 51 brix mempunyai reologi sebagai fluida dilatant, sedangkan pada konsentrasi 59 dan 63 brix mempunyai reologi sebagai fluida pseudoplastik. Hasil pengukuran dapat dilihat pada appendik C dan diolah sehingga mendapatkan parameter

Tabel 4.1 Parameter reologi pada berbagai konsentrasi

Brix	m	n
51	0,0497	1,056
59	0,0743	0,871
63	0,1759	0,598

Dari data ini ditentukan distribusi aliran fil liquida menggunakan persamaan yang ada di metodologi, hasil persamaan kecepatan tersebut diselesaikan secara numerik dan mendapatkan hasil sebagai berikut :

Tabel 4.2 Kecepatan liquida pada posisi radial

Posisi radial, r	**Kecepatan liquida (m^3/s)**		
	Brix 51	**Brix 59**	**Brix 63**
0,02495	$1{,}092.10^{-5}$	$7{,}730.10^{-6}$	$5{,}033.10^{-6}$
0,02495492	$1{,}071.10^{-5}$	$7{,}620.10^{-6}$	$5{,}008.10^{-6}$
0,02495984	$1{,}029.10^{-5}$	$7{,}390.10^{-6}$	$4{,}928.10^{-6}$
0,02496475	$9{,}670.10^{-6}$	$7{,}010.10^{-6}$	$4{,}771.10^{-6}$
0,02496967	$8{,}850.10^{-6}$	$6{,}490.10^{-6}$	$4{,}517.10^{-6}$
0,02497459	$7{,}580.10^{-6}$	$5{,}820.10^{-6}$	$4{,}148.10^{-6}$
0,02497951	$6{,}660.10^{-6}$	$4{,}990.10^{-6}$	$3{,}648.10^{-6}$
0,02498443	$5{,}280.10^{-6}$	$4{,}000.10^{-6}$	$3{,}001.10^{-6}$
0,02498934	$3{,}710.10^{-6}$	$2{,}840.10^{-6}$	$2{,}192.10^{-6}$
0,02499426	$1{,}964.10^{-6}$	$1{,}520.10^{-6}$	$1{,}207.10^{-6}$
0,025	0	0	0

Kemudian dari data kecepatan tersebut dicari hubungan antara laju alir volumetrik dengan ketebalan film (δ) dan didapatkan hasil sebagai berikut :

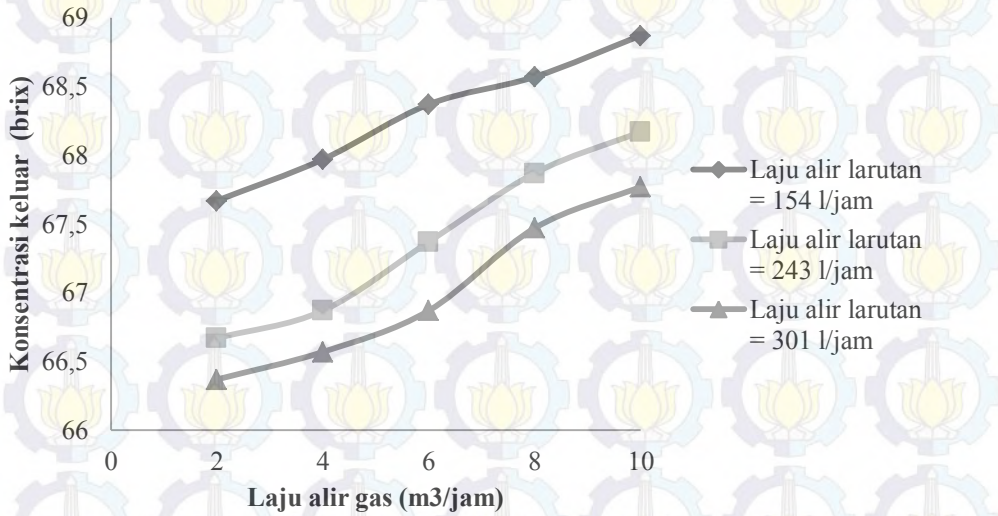
Tabel 4.3 Hubungan antara laju alir volumetrik dengan tebal film

Brix	**Hubungan q dan δ**	**q**
51	$q = 0{,}001048\,\delta^{0{,}4349}$	$8{,}2058.10^{-6}$ s.d $9{,}470.10^{-5}$
59	$q = 0{,}001210\,\delta^{0{,}5020}$	$4{,}5481.10^{-6}$ s.d $8{,}9145.10^{-5}$
63	$q = 0{,}001707\,\delta^{0{,}6305}$	$1{,}5340.10^{-6}$ s.d $6{,}2177.10^{-5}$

4.2 Hasil Eksperimen

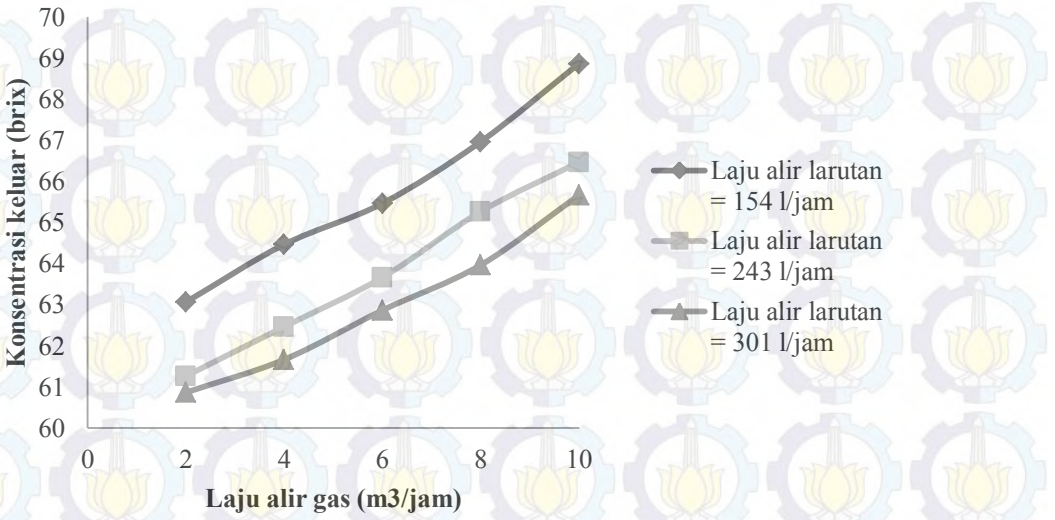
Eksperimen yang dilakukan adalah untuk mengetahui pengaruh laju alir larutan terhadap konsentrasi yang dihasilkan. Dalam *falling film evaporator*, laju

alir gas berpengaruh terhadap brix yang dihasilkan. Semakin besar laju alir larutan (nira) maka semakin kecil penguapan yang terjadi sehingga nilai brix semakin kecil.



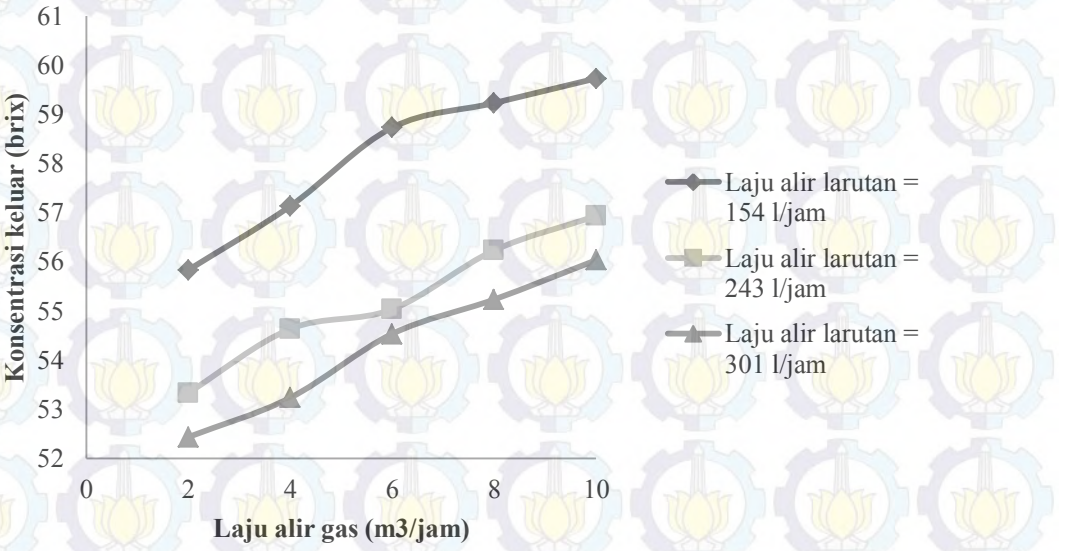
Gambar 4.1 Hubungan antara laju alir gas terhadap konsentrasi keluar pada konsentrasi awal 63 brix

Gambar 4.1 menunjukkan hasil eksperimen hubungan antara laju alir larutan nira terhadap harga brix pada larutan nira dimana semakin besar laju alir larutan nira yang dialirkan maka semakin kecil harga brix yang dihasilkan. Dari gambar ini diperoleh hasil bahwa semakin besar laju alir larutan nira maka hasil brix yang diperoleh semakin kecil. Hal ini disebabkan karena terbentuknya *falling film* yang semakin tebal pada laju alir larutan yang semakin membuat proses penguapan dan proses perpindahan massa menjadi kurang optimal/maksimal



Gambar 4.2 Hubungan antara laju alir gas terhadap konsentrasi keluar pada konsentrasi awal 59 brix

Hasil eksperimen Gambar 4.2 menunjukkan bahwa pada konsentrasi nira awal adalah 59 brix, perbedaan konsentrasi nira keluar yang ditunjukkan tidak terlalu besar. Namun, hasil yang paling optimal dalam proses penguapan yang terjadi adalah pada laju alir nira sebesar 154 l/jam dan pada laju alir gas 10 m^3/jam. Hal ini disebabkan karena bila laju alir gas besar maka koefisien perpindahan massa dan panas semakin besar sehingga proses penguapan yang terjadi semakin cepat.



Gambar 4.3 Hubungan antara laju alir gas terhadap konsentrasi keluar pada konsentrasi awal 51 brix

Gambar 4.3 menunjukkan hasil eksperimen yang diperoleh pada larutan dengan konsentrasi awal 51 brix yaitu konsentrasi nira keluar yang paling maksimal penguapannya adalah pada laju alir gas 10m^3/jam dan laju alir nira 154 l/jam. Hal ini disebabkan karena bila laju alir gas semakin besar maka tekanan parsial uap air turun sehingga laju penguapan naik.

Laju penguapan dalam evaporator merupakan salah satu kinerja evaporator yang perlu diperhatikan untuk membandingkan kinerja suatu evaporator dengan evaporator yang lain maka didefinisikan dengan kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES).

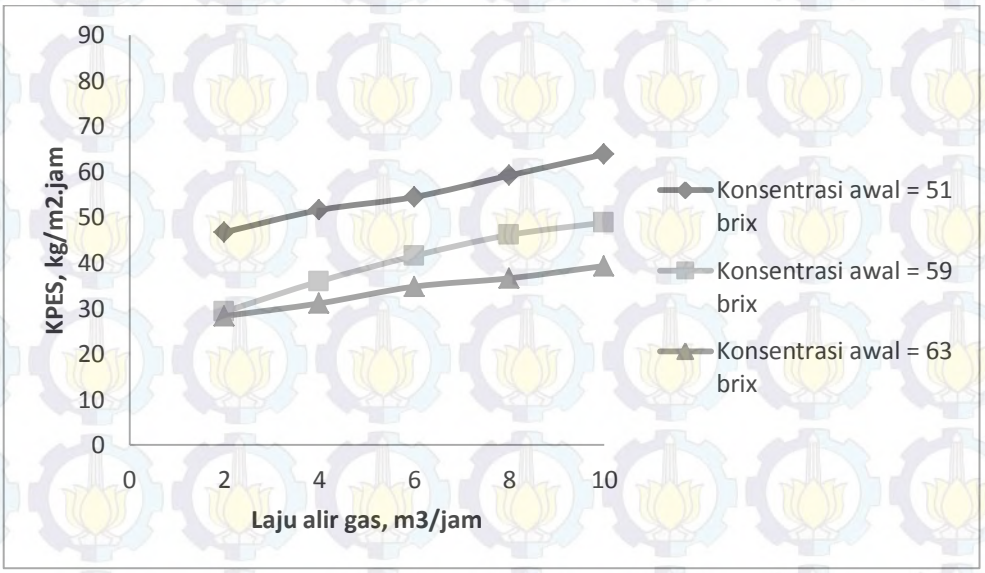
$$\left(\frac{\qquad\qquad\qquad\qquad}{\qquad\qquad\qquad\qquad} \right)$$

Dimana :

KPES = kecepatan penguapan evaporator spesifik (kg/m^2.jam)

Mass rate = laju massa (kg/jam)

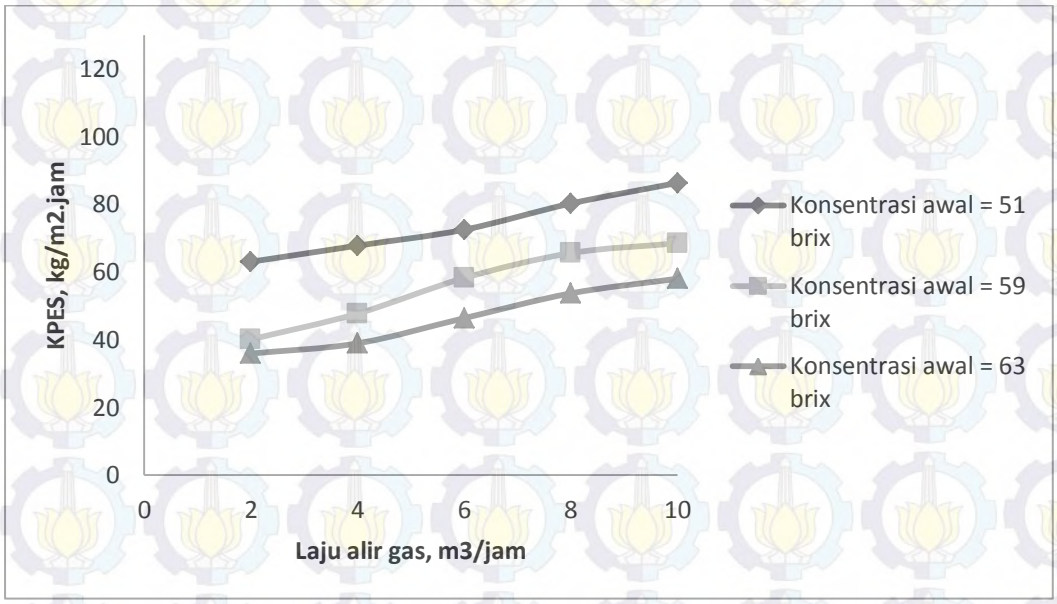
Luas permukaan = luas permukaan tabung (m^2)



Gambar 4.4 Hubungan pengaruh laju alir gas terhadap kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) pada laju alir larutan 154 l/jam

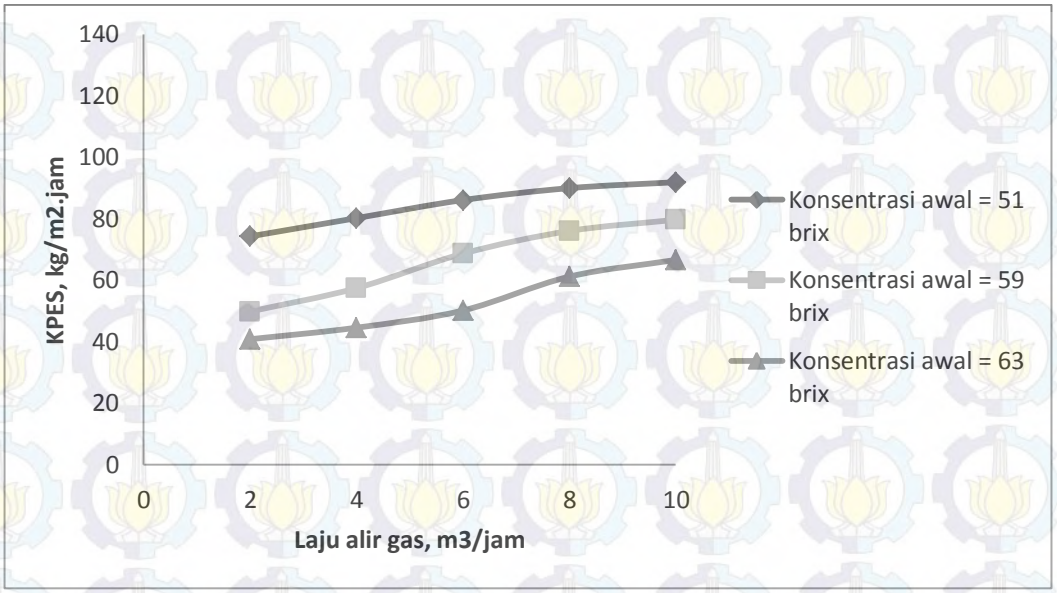
Dari Gambar 4.4 didapatkan hasil bahwa nilai KPES cenderung naik dengan semakin besarnya laju alir udara dan semakin kecil konsentrasi larutan nira maka

kenaikan nilai KPES semakin besar dibanding dengan larutan nira yang lebih pekat. Kenaikan nilai KPES ini disebabkan dengan adanya aliran udara, maka tekanan parsial nira mengalami penurunan sehingga penguapan yang terjadi lebih besar.



Gambar 4.5 Hubungan pengaruh laju alir gas terhadap kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) pada laju alir larutan 243 l/jam

Dari Gambar 4.5 didapatkan hasil bahwa nilai KPES cenderung naik dengan semakin besarnya laju alir udara dan semakin kecil konsentrasi larutan nira maka kenaikan nilai KPES semakin besar dibanding dengan larutan nira yang lebih pekat. Selain itu, kenaikan konsentrasi nira menyebabkan konduktivitas panas semakin rendah sehingga perambatan panas menjadi turun.



Gambar 4.6 Hubungan pengaruh laju alir gas terhadap kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) pada laju alir larutan 301 l/jam

Gambar 4.6 menunjukkan bahwa semakin besar laju alir udara maka nilai KPES semakin naik dan semakin kecil konsentrasi larutan nira maka kenaikan nilai KPES semakin besar dibanding dengan larutan nira yang lebih pekat.

Dari gambar 4.4 sampai dengan 4.6 terlihat bahwa nilai KPES untuk laju alir nira 154 l/jam lebih tinggi daripada nilai KPES untuk laju alir nira 243 l/jam dan 301 l/jam. Nilai KPES yang diperoleh pada penelitian ini jauh lebih besar dibandingkan nilai KPES rata-rata yang diperoleh Subhanuel dkk (2007) yaitu 20,97 kg/m^2.jam.

4.3 Estimasi parameter koefisien perpindahan panas dan massa

Persamaan koefisien perpindahan panas dan massa pada sistem aliran laminar dalam pipa ditunjukkan pada persamaan berikut :

$$h_G = 0{,}027 \left(\frac{k}{D}\right) (N_{Re}{}^{0,8} N_{pr}{}^{0,33}) \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad \text{..... (4.1)}$$

$$k_c = 0{,}023 \times N_{Re}{}^{0,83}\, N_{sc}{}^{0,33} \times \frac{D_{ab}}{D} \quad \text{..... (4.2)}$$

(Geankoplis, 2003)

Pada penelitian ini akan dilakukan estimasi koefisien perpindahan panas dan massa pada penguapan nira dalam *Falling Film Evaporator* menggunakan persamaan (4.3) dan (4.4)

$h_G = C_1 \left(\frac{k}{D}\right) (N_{Re}{}^{0,8} N_{pr}{}^{0,33}) (\frac{\mu_b}{\mu_w})^{0,14}$ ..... (4.3)

2 3 33 —..... (4.4)

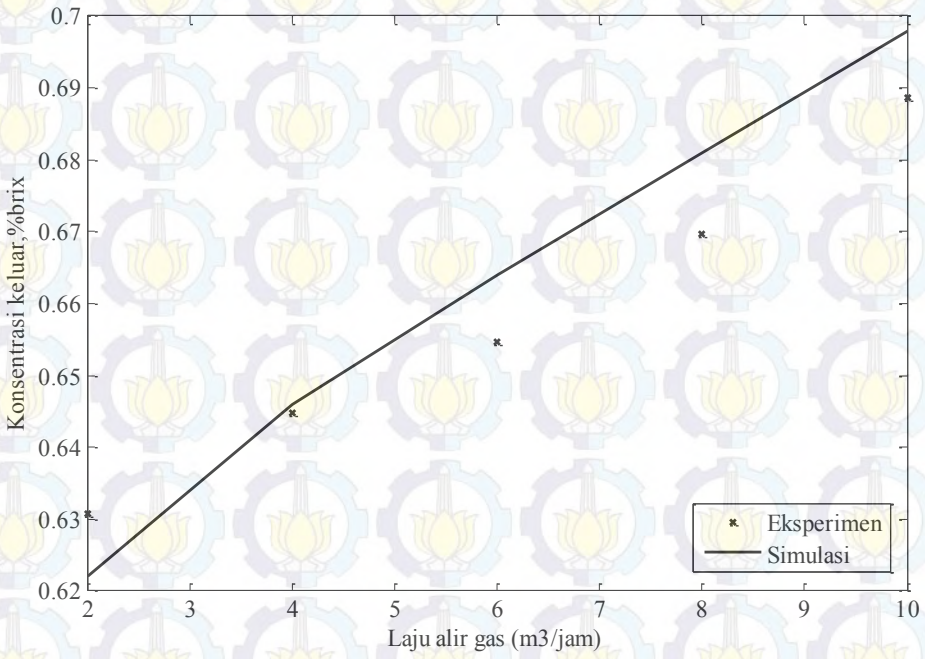
Dimana nilai C1 dan C2 didapatkan dari *fitting* hasil simulasi dan data eksperimen menggunakan cara minimasi kesalahan dengan Metode Hooke Jeeves yang detail metodenya dapat dilihat pada Appendiks B sehingga diperoleh C1 = 1,1878 dan C2 = 0,45 .

Sehingga koefisien transfer panas dan massa yang digunakan pada penelitian ini adalah :

$h_G = 1{,}1878 \left(\frac{k}{D}\right) (N_{Re}{}^{0,8} N_{pr}{}^{0,33}) (\frac{\mu_b}{\mu_w})^{0,14}$ ..... (4.5)

$k_c = 0{,}45 \times N_{Re}{}^{0,83} N_{sc}{}^{0,33} \times \frac{D_{ab}}{D}$ ..... (4.6)

Hasil prediksi konsentrasi keluar ditunjukkan pada Gambar 4.7. Pada gambar ini ditampilkan pula data eksperimen



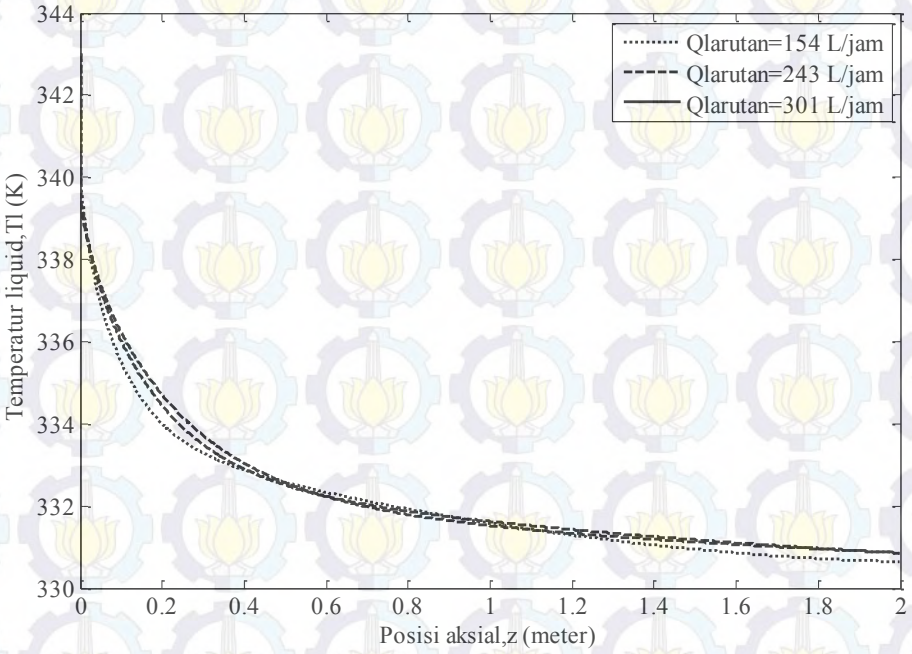
Gambar 4.7 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 154 l/jam

Dari Gambar 4.7 yang menunjukkan perbandingan konsentrasi keluar hasil prediksi dan konsentrasi keluar hasil eksperimen. Penyimpangan antara hasil prediksi dengan hasil eksperimen sebesar 2,06% dengan sudut deviasi sebesar 2%.

4.4 Hasil Prediksi Simulasi

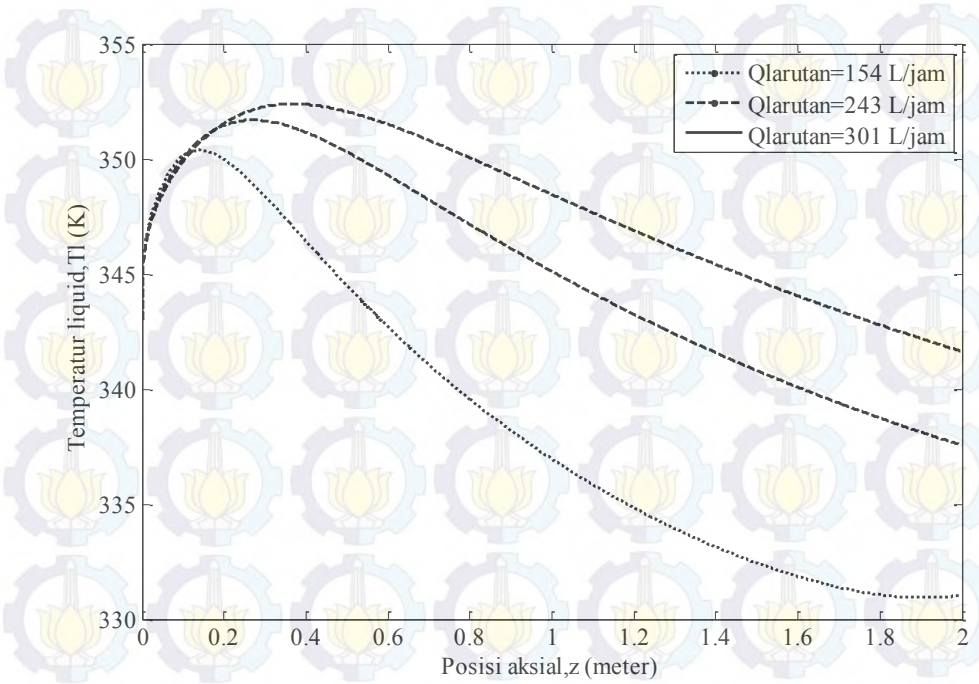
4.4.1. Pengaruh Laju Alir Larutan Terhadap Distribusi Temperatur

Hal yang perlu diperhatikan pada *falling film evaporator* yaitu tebal film dari aliran laminar, sebab akan mempengaruhi distribusi temperatur larutan dan konsentrasi. Ketebalan film liquid dipengaruhi oleh laju alir liquid, sehingga semakin besar laju alir liquid, maka semakin besar tebal film.



Gambar 4.8 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface pada konsentrasi 51 brix dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi aksial

Hasil prediksi distribusi suhu larutan pada interface ditunjukkan pada Gambar 4.8 yang memperlihatkan pula pengaruh laju alir liquida. Semakin ke arah aksial temperatur liquida semakin menurun, hal ini dikarenakan liquida mengalami penguapan dibagian interface sebelum panas mengalir, sehingga terjadi perubahan fase pada liquida di bagian *interface* yang awalnya larutan menjadi uap air. Dari Gambar 4.8 juga diperoleh hasil bahwa semakin kecil laju alir larutan maka semakin kecil pula temperatur larutan pada posisi yang sama, hal ini disebabkan karena temperatur liquida mengalir ke gas.

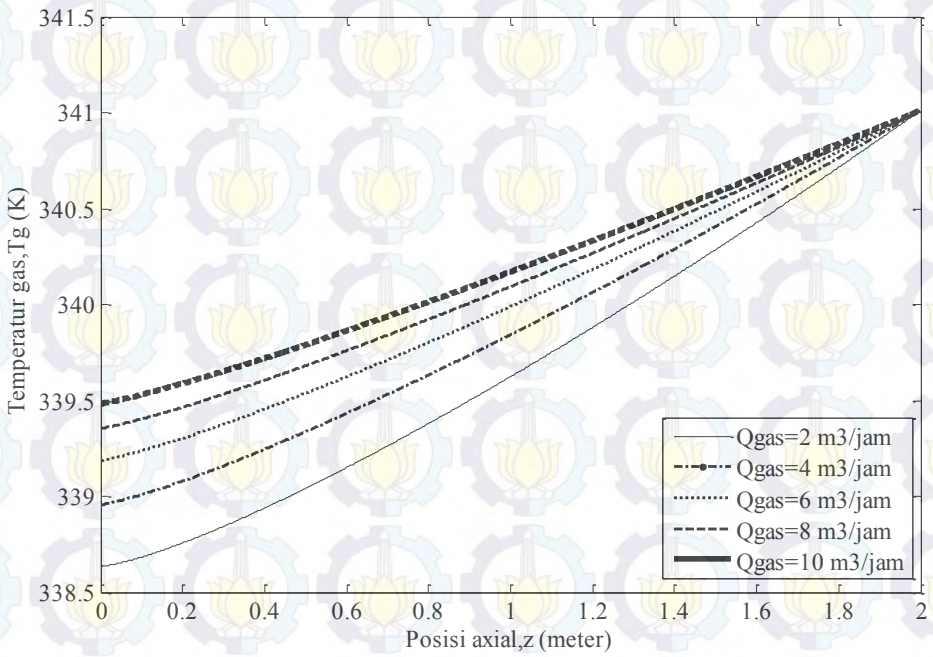


Gambar 4.9 Profil distribusi temperatur liquida bagian dinding terhadap laju alir larutan pada konsentrasi 51 brix dengan laju alir gas 10 m^3/jam

Pada Gambar 4.9 menunjukkan hasil distribusi temperatur liquid pada bagian dinding terhadap pengaruh laju alir larutan. Pada gambar dapat dilihat bahwa pada titik 0,2 meter temperatur liquida mengalami kenaikan kemudian semakin kebawah kolom maka temperatur liquida semakin menurun. Hal ini terjadi karena pemanasan dari dinding menyebabkan suhu naik, namun akibat penguapan maka suhu liquida turun. Dibagian atas, kandungan uap air dalam udara adalah yang paling besar dan laju penguapan adalah yang paling kecil. Sehingga dibagian atas kolom yang lebih dominan adalah efek pemanasan dari dinding, makin kebawah efek penguapan meningkat sehingga suhu turun.

4.4.2. Pengaruh Laju Alir Gas Terhadap Distribusi Temperatur

Laju alir gas dalam *falling film evaporator* memberikan pengaruh terhadap distribusi temperatur. Sehingga semakin besar laju alir gas, maka semakin besar penguapan yang terjadi. Laju alir gas divariasi pada lingkup sedemikian sehingga aliran gas turbulen.

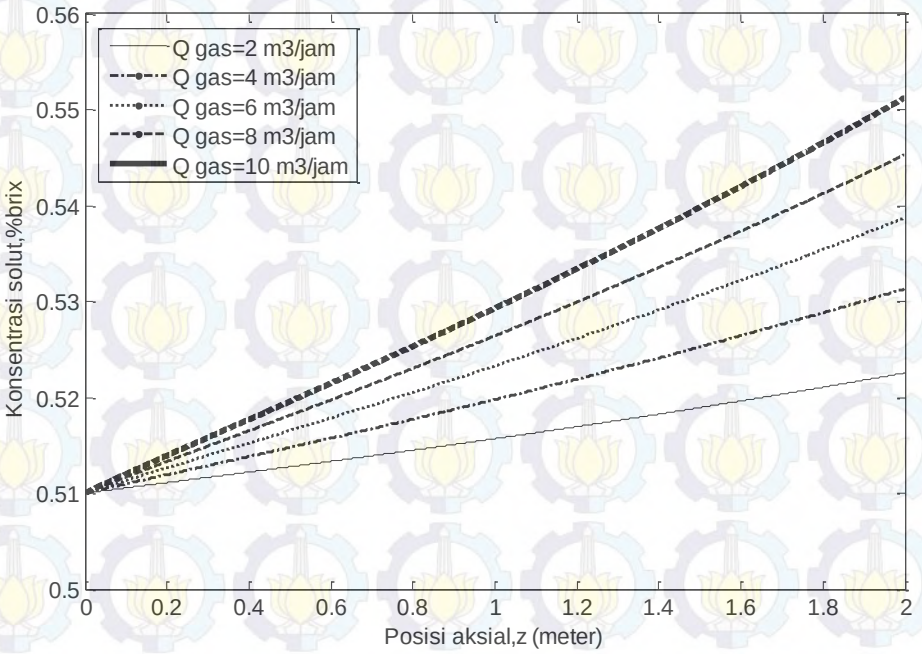


Gambar 4.10 Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas pada konsentrasi 63 brix dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi aksial

Gambar 4.10 menunjukan hasil prediksi antara distribusi temperatur gas terhadap posisi aksial. Pada gambar ini dapat dilihat bahwa temperatur gas semakin turun pada saat gas bergerak makin ke atas evaporator. Hal ini disebabkan bahwa aliran udara mempercepat proses penguapan, yang selanjutnya menurukan suhu gas.

4.4.3. Pengaruh Laju Alir Larutan dan Gas terhadap Distribusi Konsentrasi

Kinerja suatu evaporator juga dipengaruhi oleh laju alir larutan dan gas terhadap distribusi konsentrasi. Laju alir liquid mempengaruhi konsentrasi liquid yang terbentuk. Sehingga semakin besar laju alir liquid, maka semakin kecil konsentrasi liquid. Laju alir liquid divariasi pada lingkup sedemikian sehingga aliran tetap laminer.



Gambar 4.11 Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi aksial

Gambar 4.11 menunjukkan hasil prediksi distribusi konsentrasi terhadap laju alir gas, dan diperoleh hasil bahwa semakin ke arah aksial maka konsentrasi solut larutan nira semakin naik terhadap posisi aksial, hal ini terjadi karena adanya proses perpindahan massa uap air ke udara yang menyebabkan konsentrasi solut larutan nira semakin meningkat dari semula. Dari Gambar 4.11 juga bisa disimpulkan bahwa semakin besar laju alir gas maka konsentrasi larutan semakin besar. Hal ini disebabkan karena proses penguapan lebih cepat dengan adanya aliran udara.

BAB 5
KESIMPULAN

Dari penelitian yang telah dilakukan diperoleh hasil sebagai berikut :

1. Penyimpangan rata – rata dari hasil simulasi dan hasil eksperimen yang telah dilakukan adalah sebesar 2,06% dengan sudut deviasi sebesar 2%.
2. Pada penelitian ini, dilakukan optimasi koefisien perpindahan massa dan panas dengan menggunakan metode Hooke Jeeve dan didapatkan koefisien perpindahan panas (h_G) dan koefisien perpindahan massa (k_c) yaitu :

3. Konsentrasi keluar tertinggi hasil simulasi adalah 70,5 brix pada laju alir gas 10 m^3/jam dengan laju alir larutan 301 l/jam.
4. Nilai kecepatan penguapan evaporator spesifik (KPES) yang didapatkan dari penelitian ini adalah pada range 28,276 – 91,879 kg/m^2.jam.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

DAFTAR PUSTAKA

Ang, Keng Lin, 2011,"Invesigation of Rheological Properties Concentrated Milk and The Effect of These Properties on Flow Within Falling Film Evaporator", Master Thesis, Department of Chemical and Process Engineering, University of Canterbury.

Altway, A., Winardi, S., Setyawan, H., 2012, "Proses Perpindahan", ITS Press, Surabaya.

Bhargava, R., Khanam, S., Mohanty, B., & Ray, A.K., 2008, "Simulation of Flat Falling Film Evaporator System for concentration of Black Liquor", Department of Chemical Engineering, India

Birlş, S. S & Bungescu, S. T., 2008, "Calculus Outlines For The Falling-Film Evaporator Used In The Sugar Industri", Annals of Mest University of Timisoara, Series Chemistry 17 (3) : 7-12.

Budhikarjono, K., 2006, "Perpindahan Panas dan Massa Penguapan Falling Film Campuran Uap-Gas", Laporan Disertasi Jurusan Teknik Kimia, ITS, Surabaya.

Chien, Liang-Han, & Cheng, Chuan-Hung., 2005, *"*A Predictive Model of Falling Film Evaporation With Bubble Nucleation on Horizontal Tubes*"*, HVAC&R Research, Volume 12, Issue 1 : 69-87.

Coulson, J.M and Richardson, J.F., 1999, Coulson&Richardson's Chemical Engineering : Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer, vol 1, 6th edition. The Bath Press, Bath, 577.

Elias, M., (2004), "Study of Heat and Mass Transfer in a Falling Film Evaporation Process", Master Thesis, National University of Singapore.

Filianty, Fitry, 2007, Teknik penghambatan degradasi sukrosa dalam nira tebu (Saccharum officinarum) menggunakan akar kawao (Millettia Sericea) dan kulit batang manggis (Garcinia mangostana L.), Laporan Skripsi, IPB, Bogor.

Filho, Z.A, Telis V.R.N., de Oliveira, E.B., Coimbra J.S.d.R., Romero, J.T., 2011, "*Rheology and Fluid Dynamics Properties of Sugarcane Juice*", Biochemical Engineering Journal 53 : 260 – 265.

Geankoplis, C. J., 2003, “Transport Processes and Unit Operation”, 4th edition, Allyn and Bacon, Inc., Boston.

Hewit, G.F., Shires, G.L., & Bott, T.R., 1993, “Process Heat Transfer”, CRC Pres, London.

Kumar, M., Sehgal, V.IL, Arora, S., 1997, "Rheological Characteristic of Cane Juice During Sugar Manufacture". Department of Processing and Agicultural Structures, Punjab Agricultural University, Ludhiana, India., Journal of Food Science and Technology 3 : 258 - 260

Lailatul & Nikolina, 2000, "Pengaruh Laju Alir dan Konsentrasi terhadap Koefisien Perpindahan Panas untuk Larutan Gula", Skripsi, Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya

Lonkar, M.Y., Bhojaraj, S.K., & Gavande, C.N., 1991, “Falling Film Evaporator: A Potential Application to Indian Sugar Industry”, Proceedings Journal of The 54th Annual Convention, The Sugar Technologists Association of India, New Delhi, India.

Palen J.W., Wang, Q., & Chen, J.C., 1994 “Falling Film Evaporation of Binary Mixtures”, Dept. of Chemical Engineering, Lehigh University, Bethlehem, PA., *AIChE Journal* 40 **:** 207 – 214.

Sahid, U. & Yulianto A., 2007, "Perpindahan Panas dan Massa Falling Film Evaporator untuk Sistem Larutan nira – Udara", Laporan Skripsi Jurusan Teknik Kimia, ITS, Surabaya.

Saravacos, G.D., Moyer, J.C & Wooster, G.D., 1970, "Concentration of liquid foods in a pilot-scale falling film evaporator". New York's Food and Life Science Bulletin No. 4.

Subhanuel B. & Bambang E.S, 2007, Plate Evaporator As New Technologyfor Juice Evaporation. Indonesian Sugar Research Journal, Indonesian Sugar Institute, Pasuruan Indonesia 43(4) : 235-245.

Tanjung, G., & Arif, R., 2009, “Simulasi Falling Film Evaporator Dengan Sistem Black Liquor - Udara“, Laporan Skripsi Jurusan Teknik Kimia, ITS, Surabaya.

Treyball, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", McGraw Hill Book Co, Singapore.

Triwulandari, R. & Zawawi, R., 2011, "Simulasi Proses Evaporasi Nira dalam Falling Film Evaporator dengan Adanya Aliran Udara", Laporan Skripsi Jurusan Teknik Kimia, ITS, Surabaya.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

Lampiran A

A.1. Persamaan Neraca Massa Momentum

$$\int d(r\,\tau_{r.z}) = \int (\rho_L - \rho_G)\, g\, r\, dr \quad \text{.....(A.1.1)}$$

$$r\,\tau_{r.z} = (\rho_L - \rho_G)\, g \frac{r^2}{2} + K_1 \quad \text{.....(A.1.2)}$$

Boundary Condition I : $x = R - \delta$ $\qquad \tau_{r.z} = 0$

$$0 = (\rho_L - \rho_G)\, g \frac{(R-\delta)^2}{2} + K_1 \quad \text{.....(A.1.3)}$$

$$K_1 = -(\rho_L - \rho_G)\, g \frac{(R-\delta)^2}{2} \quad \text{.....(A.1.4)}$$

Substitusi persamaan (A.1.6) ke persamaan (A.1.4)

$$r\,\tau_{r.z} = (\rho_L - \rho_G)\, g \frac{r^2}{2} - (\rho_L - \rho_G)\, g \frac{(R-\delta)^2}{2} \quad \text{.....(A.1.5)}$$

$$\tau_{r.z} = (\rho_L - \rho_G)\, \frac{g}{2}\left(r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right) \quad \text{.....(A.1.6)}$$

Untuk *fluida non Newtonian* :

$$\tau_{rz} = m\left(-\frac{dV_Z}{dr}\right)^n \quad \text{.....(A.1.7)}$$

Dimana :

$$\tau_{r.z} = (\rho_L - \rho_G)\, \frac{g}{2}\left(r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right) \quad \text{.....(A.1.8)}$$

Substitusi pers (A.1.9) ke persamaan (A.1.10)

$$m\left(-\frac{dV_Z}{dr}\right)^n = (\rho_L - \rho_G)\, \frac{g}{2}\left(r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right) \quad \text{.....(A.1.9)}$$

$$\left(-\frac{dV_Z}{dr}\right)^n = (\rho_L - \rho_G)\, \frac{g}{2m}\left(r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right) \quad \text{.....(A.1.10)}$$

$$-\frac{dV_Z}{dr} = \left[(\rho_L - \rho_G)\, \frac{g}{2m}\left(r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right)\right]^{1/n} \quad \text{.....(A.1.11)}$$

$$\int dV_Z = -\int \left[\left[(\rho L - \rho G)\, \frac{g}{2m}\left(r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right)\right]^{1/n}\right] dr \quad \text{.....(A.1.12)}$$

$$V_Z = -\left[(\rho_L - \rho_G)\, \frac{g}{2m}\right]^{1/n} \int \left[r - \frac{(R-\delta)^2}{r}\right]^{1/n} dr \quad \text{.....(A.1.13)}$$

A.2. Persamaan Distribusi Temperatur dan Konsentrasi

A.2.1. Persamaan Distribusi Temperatur

Untuk Neraca neraca panas *film* liquida

$$(2\pi r\,\Delta r\,V_z\;\rho_L C_{p.L} T_L)_{z=z} + (-k_L\,2\pi r\,\Delta z\,\frac{\partial T_L}{\partial r})_{r=r} - (2\pi r\,\Delta r\,V_z\;\rho_L C_{p.L} T_L)_{z=z+\Delta z} + (-k_L\,2\pi r\,\Delta z\,\frac{\partial T_L}{\partial r})_{r=r+\Delta r} = 0 \quad \text{(A.2.1.1)}$$

Dibagi dengan $2\pi r\,\Delta r\,\Delta z$

$$-\left(\frac{(V_z\rho_L C_{p.L} T_L)_{z=z+\Delta z} - (V_z\rho_L C_{p.L} T_L)_{z=z}}{\Delta z}\right) + \frac{1}{r}\frac{(-k_L r\frac{\partial T_L}{\partial r})_{r=r+\Delta r} - (-k_L r\frac{\partial T_L}{\partial r})_{r=r}}{\Delta r} = 0 \quad \text{(A.2.1.2)}$$

$$-\rho_L C_{p.L} V_z \frac{\partial T_L}{\partial z} - \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(-k_L r\frac{\partial T_L}{\partial r}) = 0 \quad \text{(A.2.1.3)}$$

$$-\rho_L C_{p.L} V_z \frac{\partial T_L}{\partial z} + \frac{k_L}{r}\frac{\partial}{\partial r}(r\frac{\partial T_L}{\partial r}) = 0 \quad \text{(A.2.1.4)}$$

Penurunan rumus untuk metode *finite difference* :

$$\frac{\partial T_L}{\partial z} = \frac{k_L}{\rho_L C_{p.L}}\frac{1}{Vz}\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(r\frac{\partial T_L}{\partial r}) \quad \text{(A.2.1.5)}$$

$$\frac{k_L}{\rho_L C_{p.L}} = \alpha \quad \text{(A.2.1.6)}$$

$$\frac{\partial T_L}{\partial z} = \frac{\alpha}{Vz}\frac{1}{r}(r\frac{\partial^2 T_L}{\partial r^2} + \frac{\partial T_L}{\partial r}) \quad \text{(A.2.1.7)}$$

$$\frac{\partial T_L}{\partial z} = \frac{\alpha}{Vz}(\frac{\partial^2 T_L}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial T_L}{\partial r}) \quad \text{(A.2.1.8)}$$

$$\frac{\partial T_L(i)}{\partial z} = \frac{\alpha}{Vz}\left(\frac{T_L(i+1,j) - 2T_L(i,j) + T_L(i-1,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{ri}\frac{T_L(i+1,j) - T_L(i-1,j)}{2\Delta r}\right) \quad \text{(A.2.1.9)}$$

Boundary Condition III :untuk pertemuan antara fase *liquid* dan fase gas

$$Q = (k\frac{dT_L}{dr})_{r=R-\delta} = h(T_L - T_G) + \lambda K_y(Y_{AS} - Y_{AG}) \quad \text{(A.2.1.10)}$$

$$k\frac{T_L(2,j) - T_L(1,j)}{\Delta r} = h(T_L(1,j) - T_G(1,j)) + \lambda K_y(Y_{AS} - Y_{AG}) \quad \text{(A.2.1.11)}$$

$$T_L(1,j) = \frac{\frac{k}{\Delta r}T_L(2,j) + hT_G(1,j) - \lambda K_y(Y_{AS} - Y_{AG})}{h + \frac{k}{\Delta r}} \quad \text{(A.2.1.12)}$$

untuk indeks *i s/d n*

$$\frac{\partial T_L(i)}{\partial z} = \frac{\alpha}{Vz}\left(\frac{T_L(i+1,j) - 2T_L(i,j) + T_L(i-1,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{r(i)}\frac{T_L(i+1,j) - T_L(i-1,j)}{2\Delta r}\right) \quad \text{.....(A.2.1.13)}$$

untuk *i*=2

$$\frac{\partial T_L(2)}{\partial z} = \frac{\alpha}{Vz}\left(\frac{T_L(3,j) - 2T_L(2,j) + T_L(1,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{r(2)}\frac{T_L(3,j) - T_L(1,j)}{2\Delta r}\right) \quad \text{.....(A.2.1.14)}$$

untuk *i*=3

$$\frac{\partial T_L(3)}{\partial z} = \frac{\alpha}{Vz}\left(\frac{T_L(4,j) - 2T_L(3,j) + T_L(2,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{r(3)}\frac{T_L(4,j) - T_L(2,j)}{2\Delta r}\right) \quad \text{.....(A.2.1.15)}$$

untuk *i=n*

$$Q = k\frac{dT_L}{dr} = k\frac{T_L(n+1,j) - T_L(n,j)}{\Delta r} \quad \text{.....(A.2.1.16)}$$

Masuk persamaan dalam *finite difference* ke persamaan:

$$K_{21} = \Delta Z\left[\frac{\alpha}{V_z(2)}\frac{\Delta T_L(3,j) - 2T_L(2,j) + T_L(1,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{r(2)}\frac{T_L(3,j) - T_L(1,j)}{2\Delta r}\right] \text{...(A.2.1.17)}$$

$$K_{31} = \Delta Z\left[\frac{\alpha}{V_z(3)}\frac{\Delta T_L(4,j) - 2T_L(3,j) + T_L(2,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{r(3)}\frac{T_L(4,j) - T_L(2,j)}{2\Delta r}\right] \text{...(A.2.1.18)}$$

(dilanjutkan sampai i=4 dan j=4)

$$K_{44} = \Delta Z\left[\frac{\alpha}{V_z(4)}\frac{\Delta T_L(5,j) - 2T_L(4,j) + T_L(3,j)}{\Delta r^2} + \frac{1}{r(4)}\frac{T_L(5,j) - T_L(3,j)}{2\Delta r}\right] \text{...(A.2.1.19)}$$

Dengan metode *runge kutta* :

$$T_L(2,j+1) = T_L(2,j) + \frac{1}{6}(K_{21} + 2K_{22} + 2K_{23} + K_{24}) \quad \text{.....(A.2.1.20)}$$

$$T_L(3,j+1) = T_L(3,j) + \frac{1}{6}(K_{31} + 2K_{32} + 2K_{33} + K_{34}) \quad \text{.....(A.2.1.21)}$$

$$T_L(4,j+1) = T_L(4,j) + \frac{1}{6}(K_{41} + 2K_{42} + 2K_{43} + K_{44}) \quad \text{.....(A.2.1.22)}$$

A.2.2. Distribusi Konsentrasi

A.2.2.1. Perhitungan Neraca Massa Udara

$$Y_{AS} = \frac{P_{AS}}{P} = \frac{(1 - \frac{Ca}{C})P_A^{\,o}(T_L(1,j))}{P} \quad \text{.....(A.2.2.1.1)}$$

$$Ca = \frac{QCao}{F} \quad \text{.....(A.2.2.1.2)}$$

$$\frac{\partial Y_{AG}}{\partial z} = -ky\pi D(Y_{AS} - Y_{AG}) \quad \text{.....(A.2.2.1.3)}$$

A.2.2.2. Perhitungan Neraca Panas Udara

$$\frac{\partial T_G}{\partial z} = -\frac{h_G}{\rho_G C_{p.G} V_G} \pi D(T_L(1,j) - T_G) \quad \text{.....(A.2.2.2.1)}$$

A.2.2.3. Perhitungan Neraca Massa Total

$$\frac{\partial F}{\partial z} = -ky\pi D(Y_{AS} - Y_{AG}) \quad \text{.....(A.2.2.3.1)}$$

Lampiran B

B.1 Program Utama

```
vol=a/1000;
phi=3.14;
g=9.80665;
R2=0.025;
ml=0.040306;
mg=0.000021;
rhol=1253.2;
rhog=0.964;
jam=3600;
v=vol/jam;
L=(phi*(R2^2));
o=v/L;
P=101325;
Yagin=0;
D=2*R2;
H=2;
BMBL=342.3;
C=rhol/BMBL;
Cpl=2670;
Cpg=1009;
kt=0.808;
dab=((10^(7))*(373^(1.75))*(((1/18)+(1/29))^(0.5)))/((((9.44)^(1/3))+((20.1)^(1/3)))^2);
kg=0.0305;
AT=8.07131;
BT=1730.63;
CT=233.426;
lamda=540*4187*18;
DELTA=(v/0.6305)^(1/0.01707)
R1=R2-DELTA;
A=phi*(R2^2-R1^2);
vz=v/A;
Nrefilm=(4*DELTA*vz*rhol)/ml;
Tgin=363;
NZ=2000;
NK=NZ/100;
NR=10;
delr=DELTA/(NR);
delz=H/(NZ);
Us=(3/2)*((v/(phi*D))^(2/3))*(((g*rhol)/(3*ml))^(1/3));
Nrel=(D*o*rhol/ml);
alfa=(kt/(rhol*Cpl));
Qg=h/jam;
VG=Qg/L;
Nprl=Cpl*ml/kt;
D1=2*R1;
```

```
Nreg=rhog*D1*VG/mg;
Nprg=Cpg*mg/kg;
hG=(0.45*(kg/D1)*((Nreg*Nprg*D1/H)^(1/3))*((mg/ml)^(0.14)));
b=3;
Q=b*1000;
QT=Q/(phi*D*H);
Rg=8314.34;
for j=1:NZ+1
   Tg(j)=0;
   Yag(j)=0;
   F(j)=0;
   ca(j)=0;
end
for i=1:NR+1
   for j=1:NZ+1
      Tl(i,j)=0;
   end
end
for i=1:NR+1
   Tl(i,1)=343;%dalam Kelvin
   r(i)=(R1)+((i-1)*delr);
   rr=r(i)-R1;
   Vz(i)=Us*(1-((rr/DELTA)^2));
end
teta=delz*alfa/Vz(i);
z(1)=0;
xx=xxx/100;
s=1-xx;
masstot=rhol*v;
kgBL=xx*masstot;)
kgW=s*masstot;)
ca0=(kgBL/(BMBL*v));
Catot=(kgBL/(BMBL*v))+(kgW/(18*v));
Xamol=ca0/Catot;
Xa0=(ca0*BMBL)/((ca0*BMBL)+((Catot-ca0)*18));
F(1)=masstot/BMBL;
ca(1)=ca0;
Xa(1)=Xa0;
y=((QT*delr)/kt);
E=(hG/(rhog*Cpg*Qg));
beta=hG*delr/kt;
kc=((1.1878*((Nreg)^0.83)*((mg/(rhog*dab))^0.33)*dab)/D);
Yag(1)=0.01;
Tg(1)=Tgin+1;
tol=0.01;
eror=1;
while eror>=tol
   for j=1:NZ
```

```
    Ts=Tl(1,j);
    Tsp=Tl(1,j)-273;
    Pao=(10^(AT-(BT/(Tsp+CT))))*(1.01325*10^5/760
    Cat=ca(j);
    Yas=(1-(Cat/Catot))*Pao/P;
    Tgt=Tg(j);
    Yagt=Yag(j);
    ky=kc*P/(Rg*Tgt);
    epsilon=lamda*ky*delr/kt;
    for k=1:NR+1
      Tlt(k)=Tl(k,j);
    end
    for i=2:NR
      if i==2
        k1(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
        k12=k1(i);
      else
        if i==NR
          k1(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
          k1NR=k1(i);
        else
          k1(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    k13=k1(3);
    kyg1=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg1=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF1=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for k=2:NR
      Tlt(k)=Tl(k,j)+k1(k)/2;
    end
    Tlt(1)=(Tlt(2)+beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta);
    Tlt(NR+1)=y+Tlt(NR);
    Yagt=Yag(j)+kyg1/2;
    Tgt=Tg(j)+kTg1/2;
    Ft=F(j)+kF1/2;
    Cat=F(1)*ca0/Ft;
    for i=2:NR
      if i==2
        k2(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
      else
        if i==NR
```

```
            k2(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
        else
            k2(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    Ts=Tlt(1);
    Tsp=Tlt(1)-273;
    Pao=(10^(AT-(BT/(Tsp+CT))))*(1.01325*10^5/760);
    Yas=((1-(Cat/Catot))*Pao)/P;
    ky=kc*P/(Rg*Tgt);
    kyg2=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg2=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF2=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for k=2:NR
      T1t(k)=Tl(k,j)+k2(k)/2;
    end
    Tlt(1)=(Tlt(2)+beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta);
    Tlt(NR+1)=y+Tlt(NR);
    Yagt=Yag(j)+kyg2/2;
    Tgt=Tg(j)+kTg2/2;
    Ft=F(j)+kF2/2;
    Cat=F(1)*ca0/Ft;
    for i=2:NR
      if i==2
        k3(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
      else
        if i==NR
          k3(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
        else
          k3(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    Ts=Tlt(1);
    Tsp=Tlt(1)-273;
    Pao=10^(AT-(BT/(Tsp+CT)))*(1.01325*10^5/760);
    Yas=((1-(Cat/Catot))*Pao)/P;
    ky=kc*P/(Rg*Tgt);
    kyg3=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg3=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF3=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for k=2:NR
```

```
        T1t(k)=Tl(k,j)+k3(k);
    end
    Tlt(1)=(Tlt(2)+beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta);
    Tlt(NR+1)=y+Tlt(NR);
    Yagt=Yag(j)+kyg3;
    Tgt=Tg(j)+kTg3;
    Ft=F(j)+kF3;
    Cat=F(1)*ca0/Ft;
    for i=2:NR
      if i==2
        k4(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
      else
        if i==NR
          k4(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
        else
          k4(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    Ts=Tlt(1);
    Tsp=Tlt(1)-273;
    Pao=(10^(AT-(BT/(Tsp+CT))))*(1.01325*10^5/760);
    Yas=((1-(Cat/Catot))*Pao)/P;
    ky=kc*P/(Rg*Tgt);
    kyg4=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg4=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF4=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for i=2:NR
      Tl(i,j+1)=Tl(i,j)+((1/6)*(k1(i)+(2*k2(i))+(2*k3(i))+k4(i)));
    end
    Yag(j+1)=Yag(j)+((1/6)*(kyg1+2*kyg2+2*kyg3+kyg4));
    Tg(j+1)=Tg(j)+((1/6)*(kTg1+2*kTg2+2*kTg3+kTg4));
    F(j+1)=F(j)+((1/6)*(kF1+2*kF2+2*kF3+kF4));
    ca(j+1)=F(1)*ca0/F(j+1);
    Tl(1,j+1)=(Tl(2,j)+beta*Tg(j+1)-epsilon*(Yas-Yag(j+1)))/(1+beta);
    Tl(NR+1,j+1)=y+Tl(NR,j+1);
    z(j+1)=z(j)+delz;
    Xa(j+1)=(ca(j+1)*BMBL)/((ca(j+1)*BMBL)+((Catot-ca(j+1))*18));
  end
  devTg=(Tg(NZ+1)-Tgin);
  devyag=(Yag(NZ+1)-Yagin);
  eror=abs(devTg)+abs(devyag);
  Tg(1)=Tg(1)-0.01*devTg;
  Yag(1)=Yag(1)-0.01*devyag;
end
```

```
for j=1:NK+1
   n=((j-1)*(100))+1;
   i1=1;
   i2=(NR/10)+1;
   i3=2*(NR/10)+1;
   i4=3*(NR/10)+1;
   i5=4*(NR/10)+1;
   i6=5*(NR/10)+1;
   i7=6*(NR/10)+1;
   i8=7*(NR/10)+1;
   i9=8*(NR/10)+1;
   i10=9*(NR/10)+1;
   i11=10*(NR/10)+1;
   disp([num2str(z(n)),'        ',num2str(Tl(i1,n)),'        ',num2str(Tl(i2,n)),'
',num2str(Tl(i3,n)),'        ',num2str(Tl(i4,n)),'        ',num2str(Tl(i5,n)),'
',num2str(Tl(i6,n)),'      ',num2str(Tl(i7,n)),'        ',num2str(Tl(i8,n)),'
',num2str(Tl(i9,n)),'      ',num2str(Tl(i10,n)),'        ',num2str(Tl(i11,n))]);
end
for j=1:2001
   Tl11(j)=Tl(11,j);
   Tlw(j)=Tl(i+1,j);
end
for j=1:NK+1
   m=((j-1)*(100))+1;
   end
caout=ca(m);
```

B.2 Program Fitting Parameter

B.2.1 Main Hookjeeves

```
clear;
clc;
% minimasi 2 variabel dengan metode Hooke-Jeeves
x1opt=input('harga awal x1=');
x2opt=input('harga awal x2=');
delx1=input('delta x1=');
delx2=input('delta x2=');
tolx1=input('toleransi x1=');
tolx2=input('toleransi x2=');
ratio=input('perbandingan delta baru dan delta lama=');
disp ('     x1          x2        f(x1,x2)    ');
disp ('    ------      -------     ----------   ');
x1=x1opt;
x2=x2opt;
SquareErr;
fopt=f;
fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
iter=0;
hookjeeves4;
```

B.2.2 Square Error

```
Cexp=[59.73 58.03 58.43 57.43 57.53];
b=3;xxx=51
sum=0;
for ii=1:5
   if ii<2
      a=154;
   else
      if ii<4
         a=243;
      else
         a=301;
      end
   end
   F=(ii-1)*(ii-3)*(ii-5);
   G=(ii-2)*(ii-4);
   if F==0
      h=2;
   else
      if G==0
         h=4;
      end
   end
  Utama;
   Cest(ii)=Cpred;
   sum=sum+(Cest(ii)-Cexp(ii))^2;
end
f=sum;
```

B.2.3 utama

```
vol=a/1000;
phi=3.14;
g=9.80665;
R2=0.025;
ml=0.040306;
mg=0.000021;
rhol=1253.2;
rhog=0.964;
jam=3600;
v=vol/jam;
L=(phi*(R2^2));
o=v/L;
P=101325;
Yagin=0;
D=2*R2;
H=2;
BMBL=342.3;
```

```
C=rhol/BMBL;
Cpl=2670;
Cpg=1009;
kt=0.808;
dab=((10^(7))*(373^(1.75))*(((1/18)+(1/29))^(0.5)))/((((9.44)^(1/3))+((20.1)^(1/3)))^2);
kg=0.0305;
AT=8.07131;
BT=1730.63;
CT=233.426;
lamda=540*4187*18;
DELTA=(v/0.6305)^(1/0.01707);
R1=R2-DELTA;
A=phi*(R2^2-R1^2);
vz=v/A;
Nrefilm=(4*DELTA*vz*rhol)/ml;
Tgin=363;
NZ=2000;
NK=NZ/100;
NR=10;
delr=DELTA/(NR);
delz=H/(NZ);
Us=(3/2)*((v/(phi*D))^(2/3))*(((g*rhol)/(3*ml))^(1/3));
Nrel=(D*o*rhol/ml);
alfa=(kt/(rhol*Cpl));
Qg=h/jam;
VG=Qg/L;
Nprl=Cpl*ml/kt;
D1=2*R1;
Nreg=rhog*D1*VG/mg;
Nprg=Cpg*mg/kg;
hG=(0.45*(kg/D1)*((Nreg*Nprg*D1/H)^(1/3))*((mg/ml)^(0.14)));
b=3;
Q=b*1000;
QT=Q/(phi*D*H);
Rg=8314.34;
for j=1:NZ+1
   Tg(j)=0;
   Yag(j)=0;
   F(j)=0;
   ca(j)=0;
end
for i=1:NR+1
   for j=1:NZ+1
      Tl(i,j)=0;
   end
end
for i=1:NR+1
   Tl(i,1)=343;%dalam Kelvin
```

```
   r(i)=(R1)+((i-1)*delr);
   rr=r(i)-R1;
   Vz(i)=Us*(1-((rr/DELTA)^2));
end
teta=delz*alfa/Vz(i);
z(1)=0;
xx=xxx/100;
s=1-xx
masstot=rhol*v;
kgBL=xx*masstot
kgW=s*masstot;
ca0=(kgBL/(BMBL*v));
Catot=(kgBL/(BMBL*v))+(kgW/(18*v));
Xamol=ca0/Catot;
Xa0=(ca0*BMBL)/((ca0*BMBL)+((Catot-ca0)*18));
F(1)=masstot/BMBL;
ca(1)=ca0;
Xa(1)=Xa0;
y=((QT*delr)/kt);K)
E=(hG/(rhog*Cpg*Qg));
beta=hG*delr/kt;
kc=((x2*((Nreg)^0.83)*((mg/(rhog*dab))^0.33)*dab)/D);
Yag(1)=0.01;
Tg(1)=Tgin+1;
tol=0.01;
eror=1;
while eror>=tol;
   for j=1:NZ
      Ts=Tl(1,j);
      Tsp=Tl(1,j)-273;
      Pao=(10^(AT-(BT/(Tsp+CT))))*(1.01325*10^5/760);
      Cat=ca(j);
      Yas=(1-(Cat/Catot))*Pao/P;
      Tgt=Tg(j);
      Yagt=Yag(j);
      ky=kc*P/(Rg*Tgt);
      epsilon=lamda*ky*delr/kt;
      for k=1:NR+1
         Tlt(k)=Tl(k,j);
      end
      for i=2:NR
         if i==2
            k1(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
            k12=k1(i);
         else
            if i==NR
```

```
            k1(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
            k1NR=k1(i);
        else
            k1(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    k13=k1(3);
    kyg1=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg1=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF1=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for k=2:NR
      Tlt(k)=Tl(k,j)+k1(k)/2;
    end
    Tlt(1)=(Tlt(2)+beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta);
    Tlt(NR+1)=y+Tlt(NR);
    Yagt=Yag(j)+kyg1/2;
    Tgt=Tg(j)+kTg1/2;
    Ft=F(j)+kF1/2;
    Cat=F(1)*ca0/Ft;
    for i=2:NR
      if i==2
        k2(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
      else
        if i==NR
          k2(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
        else
          k2(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    Ts=Tlt(1);
    Tsp=Tlt(1)-273;
    Pao=(10^(AT-(BT/(Tsp+CT))))*(1.01325*10^5/760);
    Yas=((1-(Cat/Catot))*Pao)/P;
    ky=kc*P/(Rg*Tgt);
    %disp(['ky=',num2str(ky)]);
    kyg2=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg2=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF2=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for k=2:NR
      T1t(k)=Tl(k,j)+k2(k)/2;
    end
```

```
    Tlt(1)=(Tlt(2)+beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta);
    Tlt(NR+1)=y+Tlt(NR);
    Yagt=Yag(j)+kyg2/2;
    Tgt=Tg(j)+kTg2/2;
    Ft=F(j)+kF2/2;
    Cat=F(1)*ca0/Ft;
    for i=2:NR
      if i==2
        k3(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
      else
        if i==NR
          k3(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
        else
          k3(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
        end
      end
    end
    Ts=Tlt(1);
    Tsp=Tlt(1)-273;
    Pao=10^(AT-(BT/(Tsp+CT)))*(1.01325*10^5/760);
    Yas=((1-(Cat/Catot))*Pao)/P;
    ky=kc*P/(Rg*Tgt);
    kyg3=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    kTg3=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
    kF3=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
    for k=2:NR
      T1t(k)=Tl(k,j)+k3(k);
    end
    Tlt(1)=(Tlt(2)+beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta);
    Tlt(NR+1)=y+Tlt(NR);
    Yagt=Yag(j)+kyg3;
    Tgt=Tg(j)+kTg3;
    Ft=F(j)+kF3;
    Cat=F(1)*ca0/Ft;
    for i=2:NR
      if i==2
        k4(i)=delz*(alfa/Vz(i))*(Tlt(i+1)*(2*r(i)+delr)+((2*r(i)-delr)/(1+beta)-
4*r(i))*Tlt(i)+(2*r(i)-delr)*(beta*Tgt-epsilon*(Yas-Yagt))/(1+beta))/(2*r(i)*delr^2);
      else
        if i==NR
          k4(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)+Tlt(i)*(-
2*r(i)+delr)+(2*r(i)+delr)*y)/(2*r(i)*delr^2);
        else
          k4(i)=delz*(alfa/Vz(i))*((2*r(i)+delr)*Tlt(i+1)+(2*r(i)-delr)*Tlt(i-1)-
4*Tlt(i)*r(i))/(2*r(i)*delr^2);
```

```
            end
          end
        end
        Ts=Tlt(1);
        Tsp=Tlt(1)-273;
        Pao=(10^(AT-(BT/(Tsp+CT))))*(1.01325*10^5/760);
        Yas=((1-(Cat/Catot))*Pao)/P;
        ky=kc*P/(Rg*Tgt);
        kyg4=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
        kTg4=-delz*E*phi*D*(Ts-Tgt);
        kF4=-delz*ky*phi*D*(Yas-Yagt);
        for i=2:NR
          Tl(i,j+1)=Tl(i,j)+((1/6)*(k1(i)+(2*k2(i))+(2*k3(i))+k4(i)));
        end
        Yag(j+1)=Yag(j)+((1/6)*(kyg1+2*kyg2+2*kyg3+kyg4));
        Tg(j+1)=Tg(j)+((1/6)*(kTg1+2*kTg2+2*kTg3+kTg4));
        F(j+1)=F(j)+((1/6)*(kF1+2*kF2+2*kF3+kF4));
        ca(j+1)=F(1)*ca0/F(j+1);
        Tl(1,j+1)=(Tl(2,j)+beta*Tg(j+1)-epsilon*(Yas-Yag(j+1)))/(1+beta);
        Tl(NR+1,j+1)=y+Tl(NR,j+1);
        z(j+1)=z(j)+delz;
        Xa(j+1)=(ca(j+1)*BMBL)/((ca(j+1)*BMBL)+((Catot-ca(j+1))*18));
      end
      devTg=(Tg(NZ+1)-Tgin);
      %devTgr=devTg/Tgin;
      devyag=(Yag(NZ+1)-Yagin);
      %devyagr=devyag/Yagin;
      eror=abs(devTg)+abs(devyag);
      %eror=abs(devTgr)+abs(devyagr)
      Tg(1)=Tg(1)-0.01*devTg;
      Yag(1)=Yag(1)-0.01*devyag;
    end
    for j=1:NK+1
      n=((j-1)*(100))+1;
     %  for  n=1:20
      i1=1;
      i2=(NR/10)+1;
      i3=2*(NR/10)+1;
      i4=3*(NR/10)+1;
      i5=4*(NR/10)+1;
      i6=5*(NR/10)+1;
      i7=6*(NR/10)+1;
      i8=7*(NR/10)+1;
      i9=8*(NR/10)+1;
      i10=9*(NR/10)+1;
      i11=10*(NR/10)+1;
    end
    Cpred=(Xa(NK+1));
```

B.2.4 hookjeeves-4

```
  iter=iter+1;
  tanda1=0;
  tanda2=0;
  x1=x1opt+delx1;
  x2=x2opt;
  SquareErr;
  if f>=fopt
    x1=x1opt-delx1;
    SquareErr;
    if f>=fopt
      x1=x1opt;
      x2=x2opt+delx2;
      SquareErr;
      eksplorasib;
    else
      fopt=f;x1opt=x1;tanda1=-1;
      fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
      x1=x1opt;
      x2=x2opt+delx2;
      SquareErr;
      eksplorasib;
    end
  else
    fopt=f;
    x1opt=x1;
    tanda1=1;
    fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
    x1=x1opt;
    x2=x2opt+delx2;
    SquareErr;
    eksplorasib;
  end
```

B.2.5 eksplorasi-b

```
if f>=fopt
  x2=x2opt-delx2;
  SquareErr;
  if f>=fopt
    sukses;
  else
    fopt=f;x2opt=x2;tanda2=-1;
    fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
      sukses;
  end
else
  fopt=f;x2opt=x2;tanda2=1;
```

```
  fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
  sukses;
end
```

B.2.6 sukses

```
 if abs(tanda1)>0.2;
    simbol2=1;
    while simbol2>0;
      x1=x1opt+delx1*tanda1;x2=x2opt+delx2*tanda2;
      SquareErr;
      if f>=fopt
        simbol2=0;
      else
        x1opt=x1;x2opt=x2;fopt=f;
        fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
        simbol2=1;
      end
    end
    hookjeeves4b;
  else
    if abs(tanda2)>0.2;
      simbol2=1;
      while simbol2>0;
        x1=x1opt+delx1*tanda1;x2=x2opt+delx2*tanda2;
        SquareErr;
        if f>=fopt;
          simbol2=0;
        else
          x1opt=x1;x2opt=x2;fopt=f;
          fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
          simbol2=1;
        end
      end
      hookjeeves4b;
    else
      if delx1<tolx1;
        if delx2<tolx2;
        else
          delx1=ratio*delx1;delx2=ratio*delx2;
          hookjeeves4b;
        end
      else
        delx1=ratio*delx1;delx2=ratio*delx2;
        hookjeeves4b;
      end
    end
  end
```

B.2.7 hookjeeves-4b

```
  iter=iter+1;
  tanda1=0;
  tanda2=0;
  x1=x1opt+delx1;
  x2=x2opt;
  SquareErr;
  if f>=fopt
    x1=x1opt-delx1;
    SquareErr;
    if f>=fopt
      x1=x1opt;
      x2=x2opt+delx2;
      SquareErr;
      eksplorasi;
    else
      fopt=f;x1opt=x1;tanda1=-1;
      fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
      x1=x1opt;
      x2=x2opt+delx2;
      SquareErr;
      eksplorasi;
    end
  else
    fopt=f;
    x1opt=x1;
    tanda1=1;
    fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
    x1=x1opt;
    x2=x2opt+delx2;
    SquareErr;
    eksplorasi;
  end
```

B.2.8 eksplorasi

```
if f>=fopt
  x2=x2opt-delx2;
  SquareErr;
  if f>=fopt
    suksesb;
  else
    fopt=f;x2opt=x2;tanda2=-1;
    fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
    suksesb;
  end
else
  fopt=f;x2opt=x2;tanda2=1;
  fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
```

```
   suksesb;
end
```

B.2.9 sukses b

```
if abs(tanda1)>0.2;
    simbol2=1;
    while simbol2>0
        x1=x1opt+delx1*tanda1;x2=x2opt+delx2*tanda2;
        SquareErr;
        if f>=fopt;
            simbol2=0;
        else
            x1opt=x1;x2opt=x2;fopt=f;
            fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
            simbol2=1;
        end
    end
    hookjeeves4;
  else
    if abs(tanda2)>0.2;
        simbol2=1;
        while simbol2>0;
            x1=x1opt+delx1*tanda1;x2=x2opt+delx2*tanda2;
            SquareErr;
            if f>=fopt;
                simbol2=0;
            else
                x1opt=x1;x2opt=x2;fopt=f;
                fprintf('   %5.5f       %5.5f       %5.5f\n', x1, x2, f);
                simbol2=1;
            end
        end
        hookjeeves4;
    else
        if delx1<tolx1;
            if delx2<tolx2;
                disp('--selesai--');
            else
                delx1=ratio*delx1;delx2=ratio*delx2;
                hookjeeves4;
            end
        else
            delx1=ratio*delx1;delx2=ratio*delx2;
            hookjeeves4;
        end
    end
end
```

B.3 Program Grafik

B.3.1 Distribusi Temperatur Liquida pada Dinding

```
clc;
clear;
disp('profil konsentrasi vs laju alir')
disp('dimulai.....')
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
distribusidinding;
Tlprtma=Tl11;
disp(['Tlpertama=',num2str(Tlprtma),'          ']);
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
distribusidinding;
Tlkdua=Tl11;
disp(['Tlkedua=',num2str(Tlkdua),'          ']);
disp('selesai');
a=301;
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
distribusidinding;
Tlktga=Tl11;
disp(['Tlketiga=',num2str(Tlktga),'          ']);
plot(z,Tlprtma,z,Tlkdua,z,Tlktga)
xlabel('Posisi aksial,z (meter)');
ylabel('Temperatur liquid,Tl (K)');
legend('Qlarutan=154 L/jam','Qlarutan=243 L/jam','Qlarutan=301 L/jam');
disp('selesai');
```

B.3.2 Distribusi Temperatur Liquida pada Interface

```
clc;
clear;
disp('profil konsentrasi vs laju alir')
disp('dimulai.....')
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
distribusiinterface;
Tlprtma=Tl1;
disp(['Tlpertama=',num2str(Tlprtma),'          ']);
```

```
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
distribusiinterface;
Tlkdua=Tl1;
disp(['Tlkedua=',num2str(Tlkdua),'          ']);
disp('selesai');
a=301;
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
distribusiinterface;
Tlktga=Tl1;
disp(['Tlketiga=',num2str(Tlktga),'          ']);
plot(z,Tlprtma,z,Tlkdua,z,Tlktga)
xlabel('Posisi aksial,z (meter)');
ylabel('Temperatur liquid,Tl (K)');
legend('Qlarutan=154 L/jam','Qlarutan=243 L/jam','Qlarutan=301 L/jam');
disp('selesai');
```

B.3.3 Distribusi Temperatur Gas

```
clc;
clear;
disp('profil konsentrasi vs laju alir')
disp('dimulai.....')
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
distribusigas;
Tlprtma=Tg;
disp(['Tlpertama=',num2str(Tlprtma),'          ']);
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
distribusigas;
Tlkdua=Tg;
disp(['Tlkedua=',num2str(Tlkdua),'          ']);
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
```

```
cobadistribusi;
Tlktga=Tg;
disp(['Tlketiga=',num2str(Tlktga),'          ']);
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
distribusigas;
Tlempat=Tg;
disp(['Tlkempat=',num2str(Tlempat),'          ']);
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=51;
cobadistribusi;
Tllima=Tg;
disp(['Tlkelima=',num2str(Tllima),'          ']);
plot(z,Tlprtma,z,Tlkdua,z,Tlktga,z,Tlempat,z,Tllima)
xlabel('Posisi axial,z (meter)');
ylabel('Temperatur gas,Tg (K)');
legend('Qgas=2 m3/jam','Qgas=4 m3/jam','Qgas=6 m3/jam','Qgas=8 m3/jam','Qgas=10
m3/jam');
disp('selesai');
```

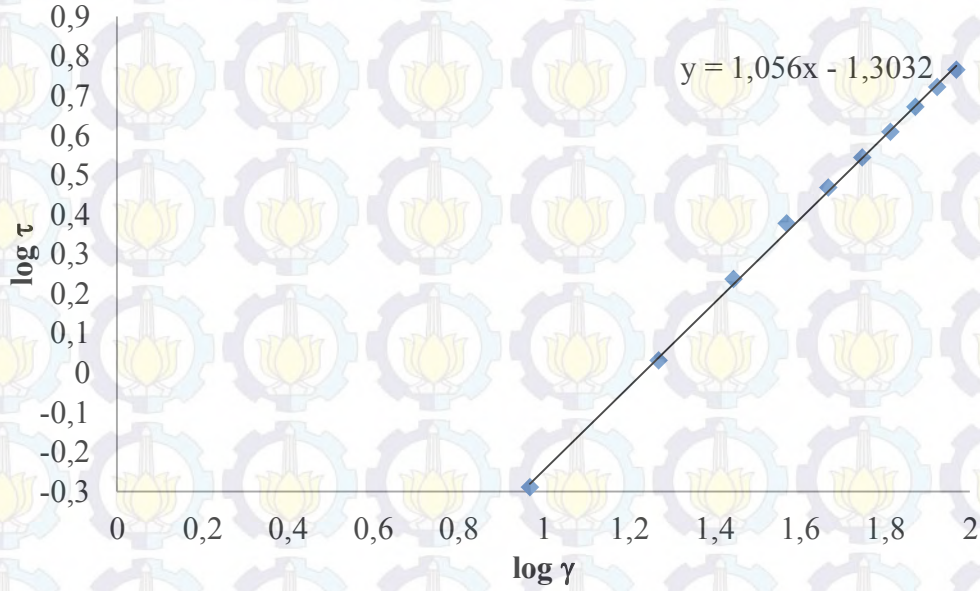
B.3.4 Distribusi Konsentrasi Solut

```
clc;
clear;
disp('profil konsentrasi vs laju alir')
disp('dimulai.....')
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
cobadistribusi;
caprtma=Xa;
%disp(['caoutpertama=',num2str(caoutprtma),'          ']);
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
cobadistribusi;
cakdua=Xa;
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
```

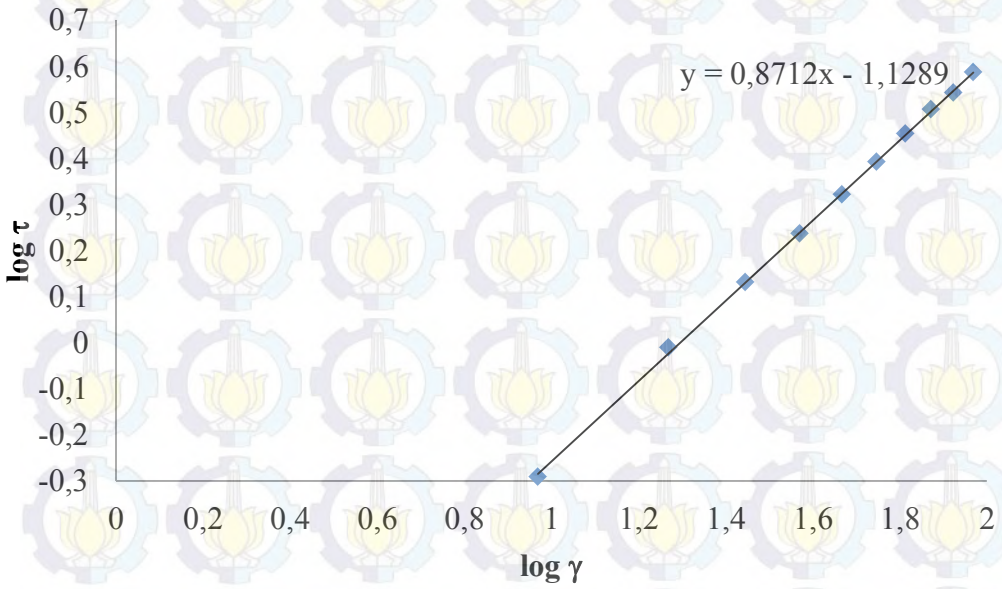
```
b=3;
xxx=63;
cobadistribusi;
caktga=Xa;
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
cobadistribusi;
cakempat=Xa;
disp('selesai');
a=input('Qlarutan=');%154,243,301
h=input('Qgas=');%2,4,6,8,10
b=3;
xxx=63;
cobadistribusi;
caklima=Xa;
plot(z,caprtma,z,cakdua,z,caktga,z,cakempat,z,caklima);
xlabel('Posisi aksial,z (meter)');
ylabel('Konsentrasi solut,%brix');
legend('Qgas=2 m3/jam','Qgas=4 m3/jam','Qgas=6 m3/jam','Qgas=8 m3/jam','Qgas=10
m3/jam');
disp('selesai');
```

Lampiran C

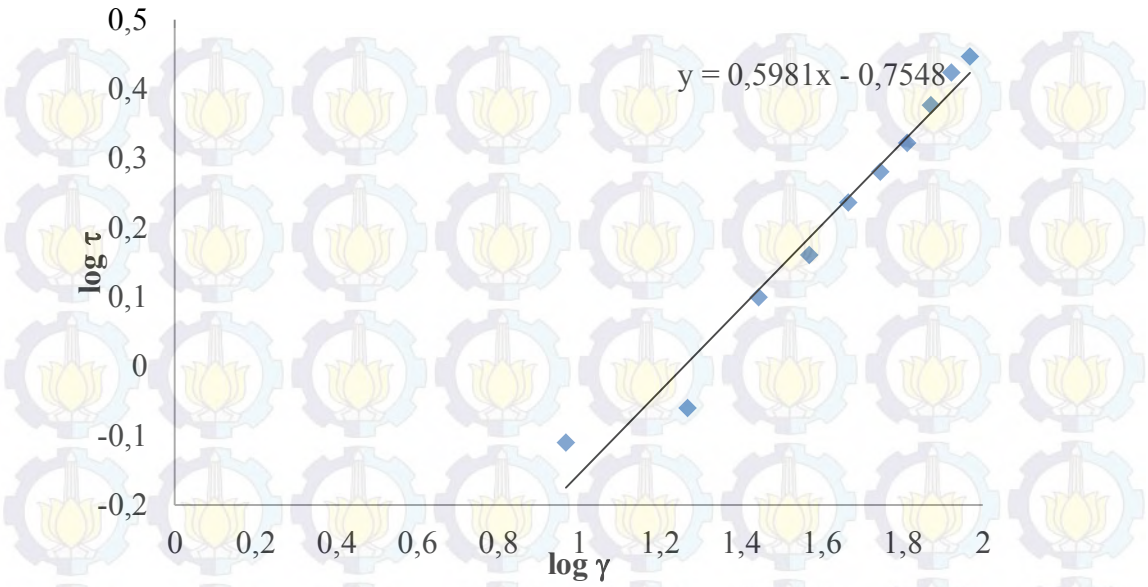
C.1. Profil kecepatan aliran film



Gambar C.1.1 Reologi larutan nira pada konsentrasi 51 brix



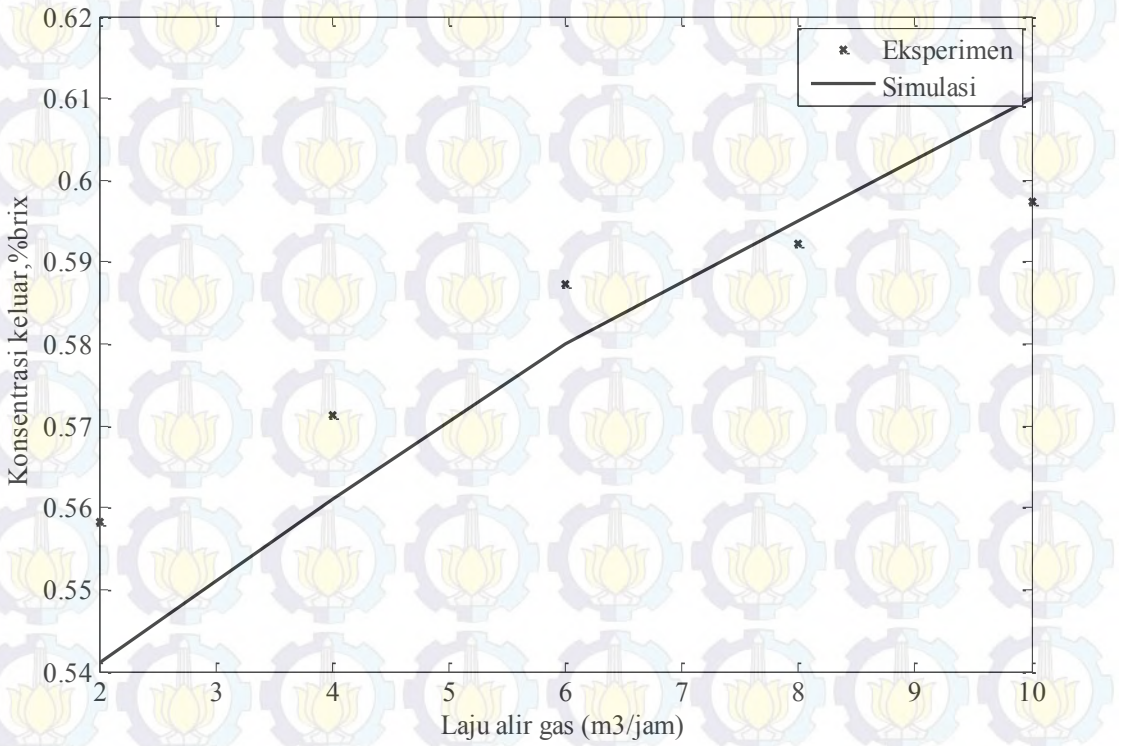
Gambar C.1.2 Reologi larutan nira pada konsentrasi 59 brix



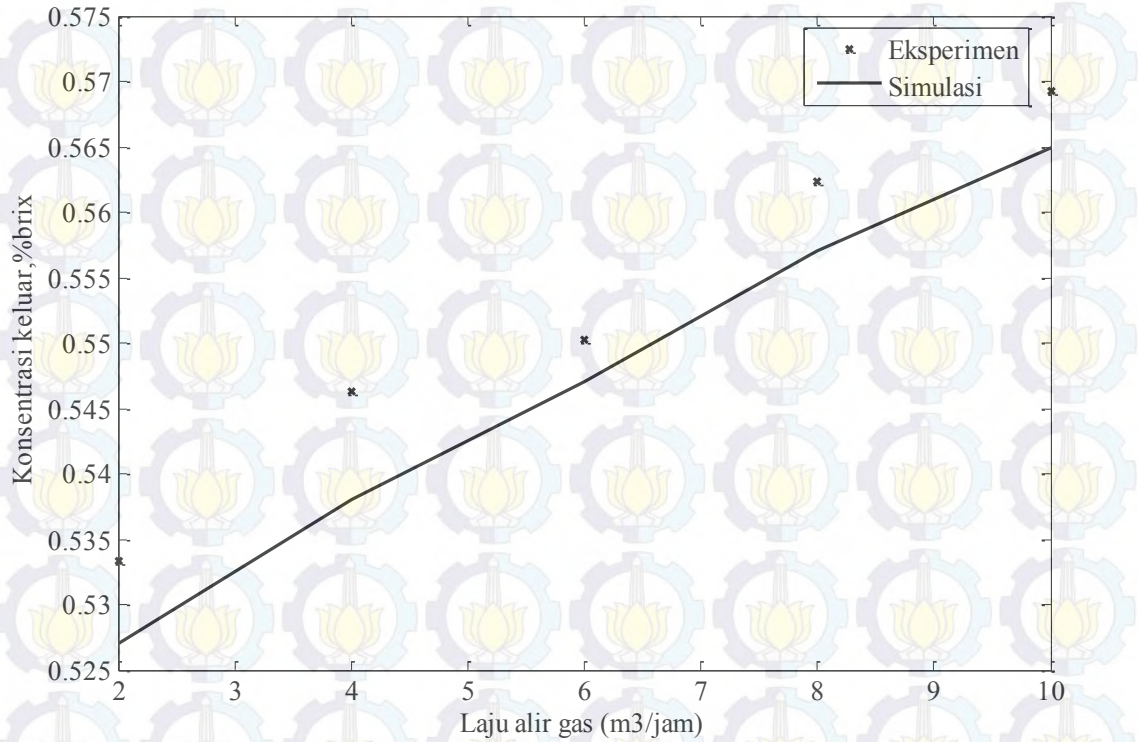
Gambar C.1.3 Reologi larutan nira pada konsentrasi 63 brix

C.2. Perbandingan hasil simulasi dan hasil eksperimen

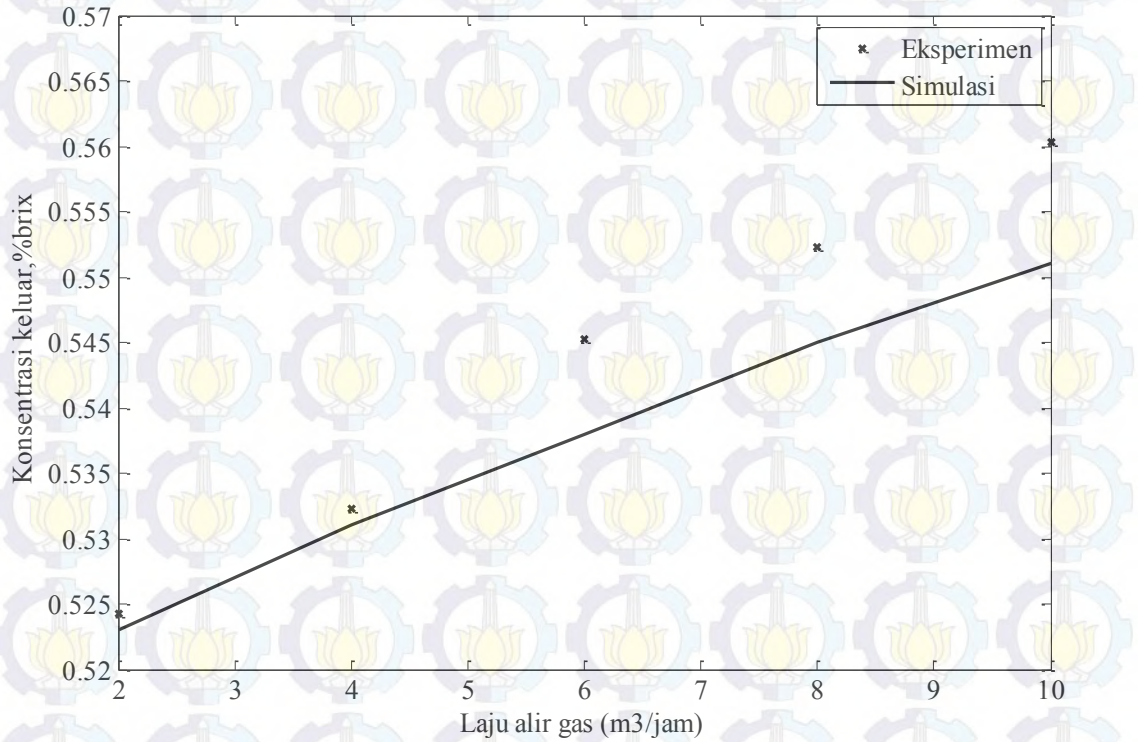
C.2.1. Pada brix 51



Gambar C.2.1.1 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 51 dengan laju alir larutan 154 l/jam

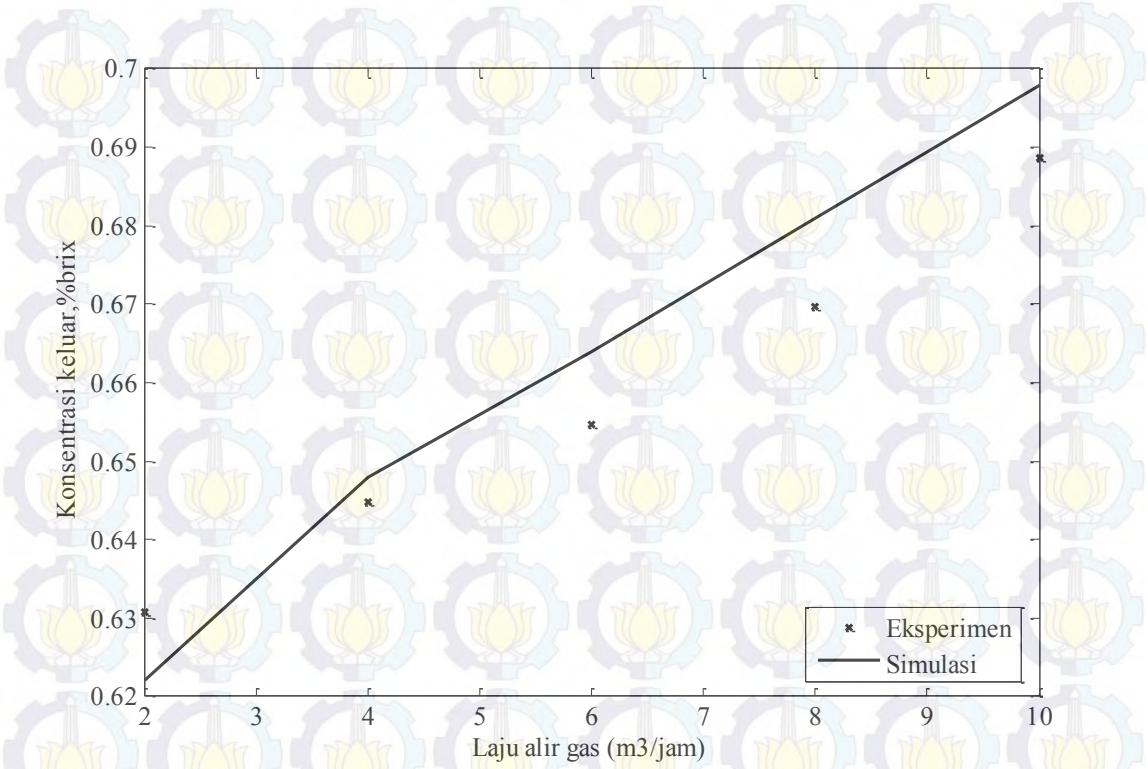


Gambar C.2.1.2 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 51 dengan laju alir larutan 243 l/jam

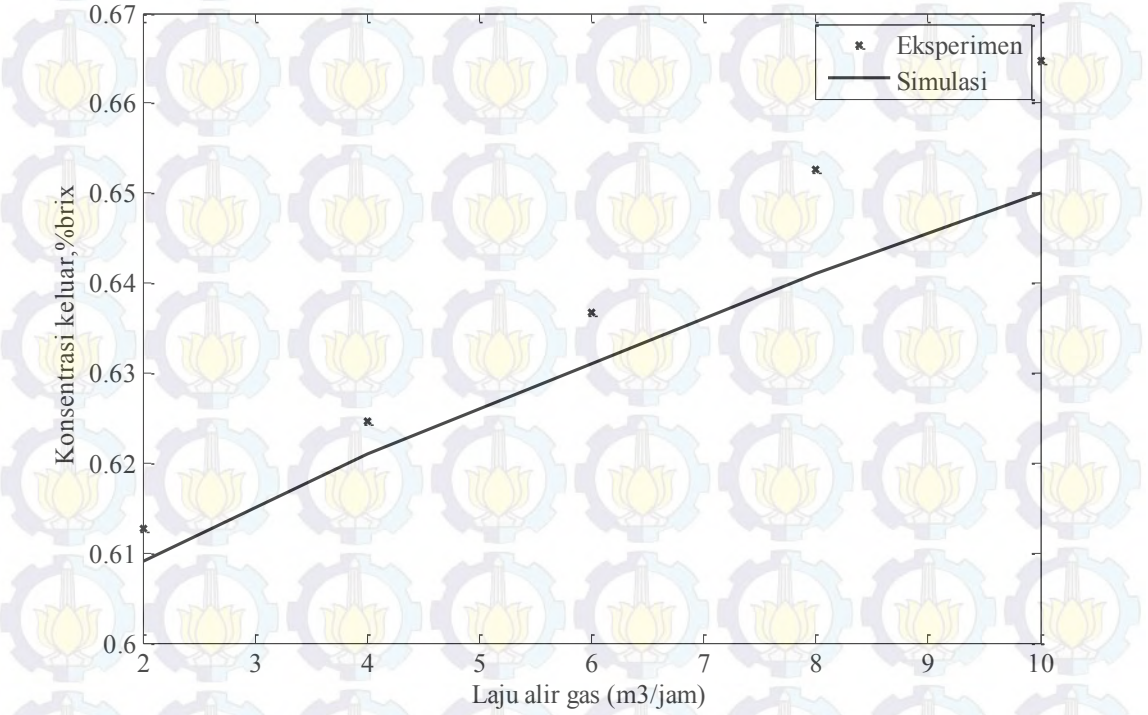


Gambar C.2.1.3 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 51 dengan laju alir larutan 301 l/jam

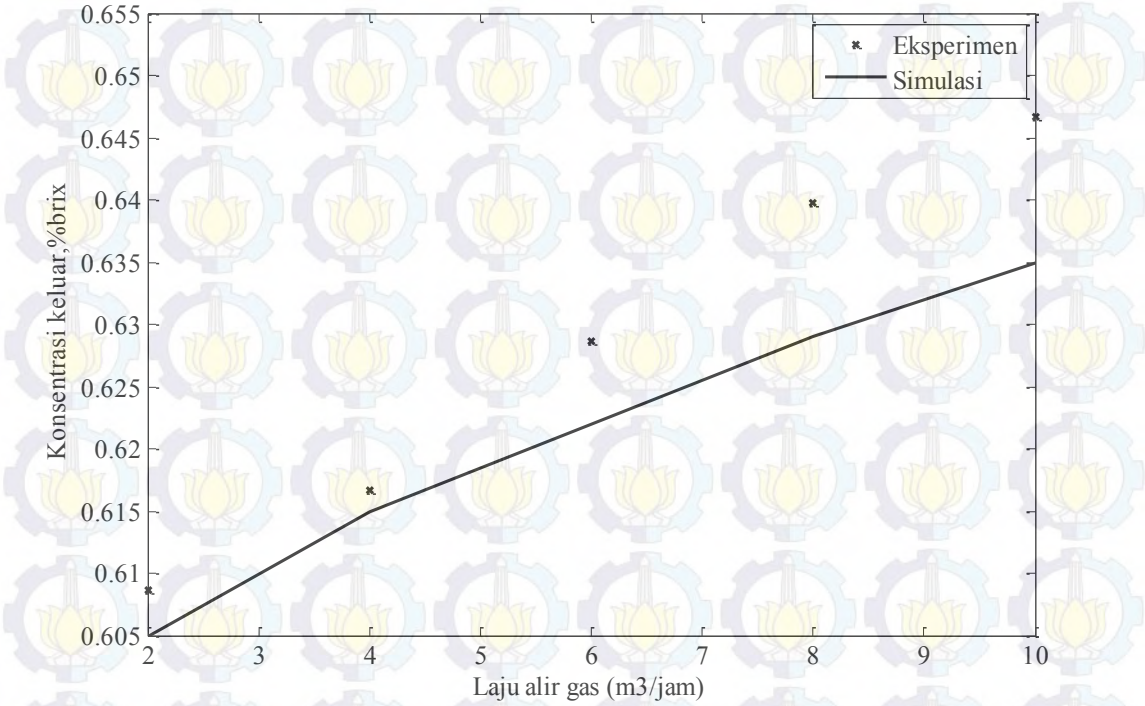
C.2.2. Pada brix 59



Gambar C.2.1.1 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 154 l/jam

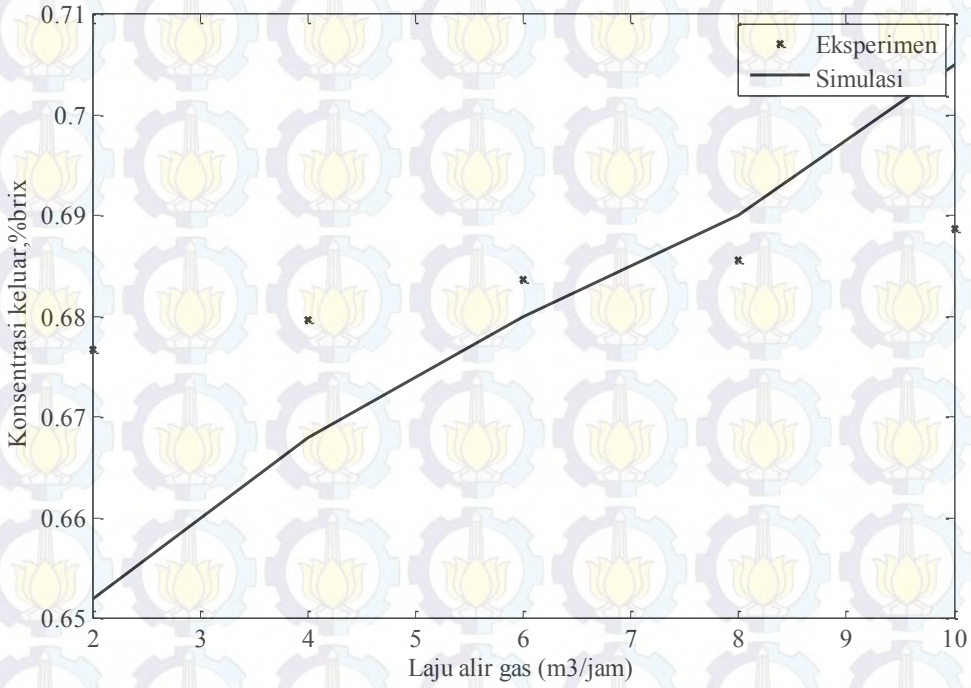


Gambar C.2.1.2 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 243 l/jam

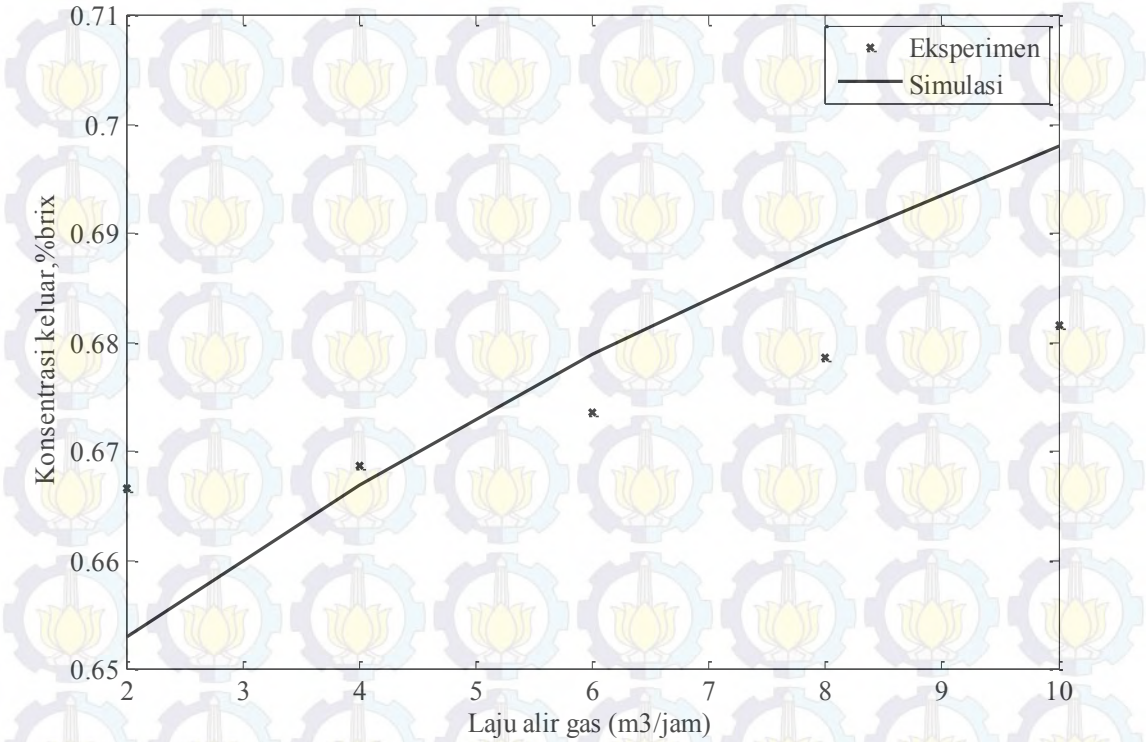


Gambar C.2.1.3 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 59 dengan laju alir larutan 301 l/jam

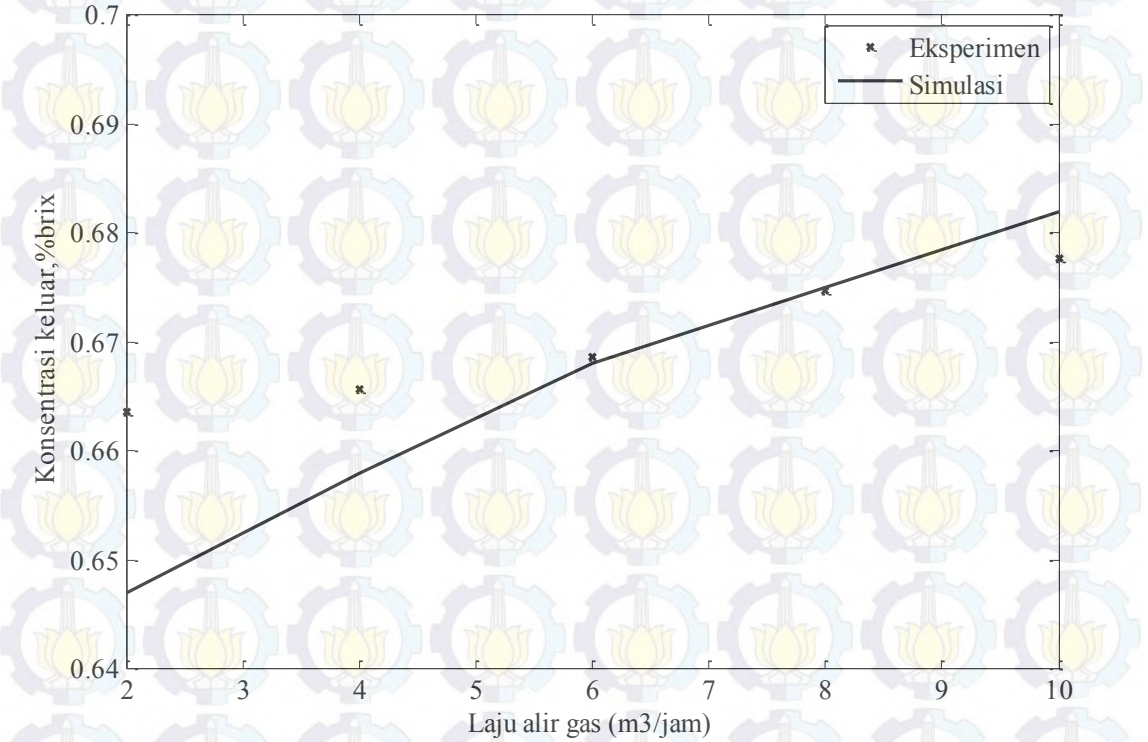
C.2.3. Pada brix 63



Gambar C.2.1.1 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 63 dengan laju alir larutan 154 l/jam



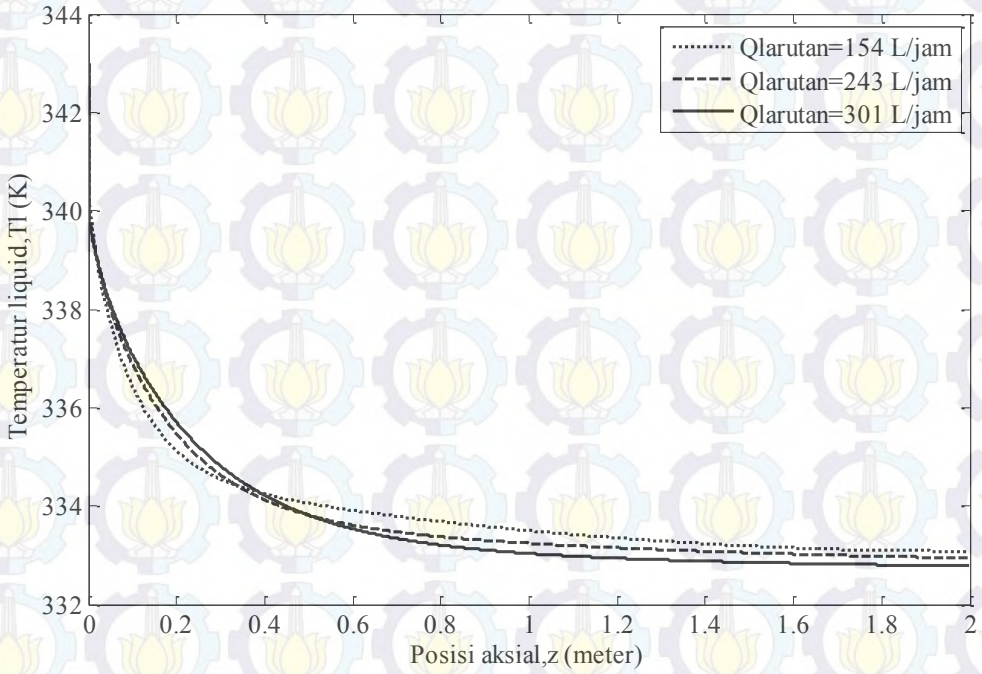
Gambar C.2.1.2 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 63 dengan laju alir larutan 243 l/jam



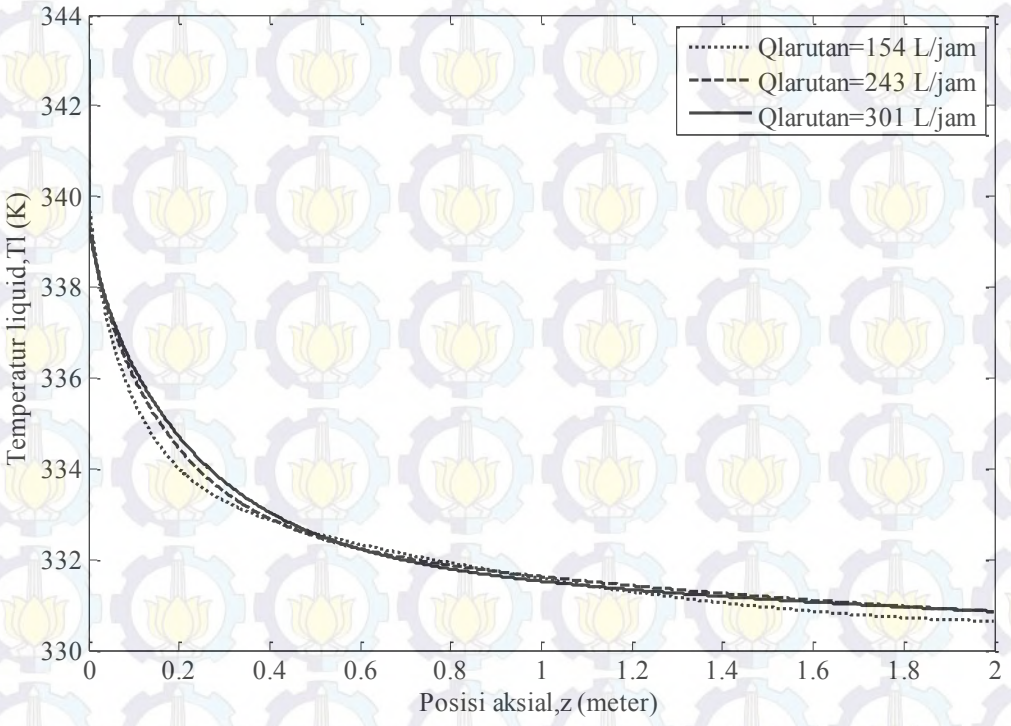
Gambar C.2.1.3 Perbandingan antara hasil simulasi dengan data eksperimen pada brix 63 dengan laju alir larutan 301 l/jam

C.3. Grafik temperatur liquid bagian interface pada posisi axial

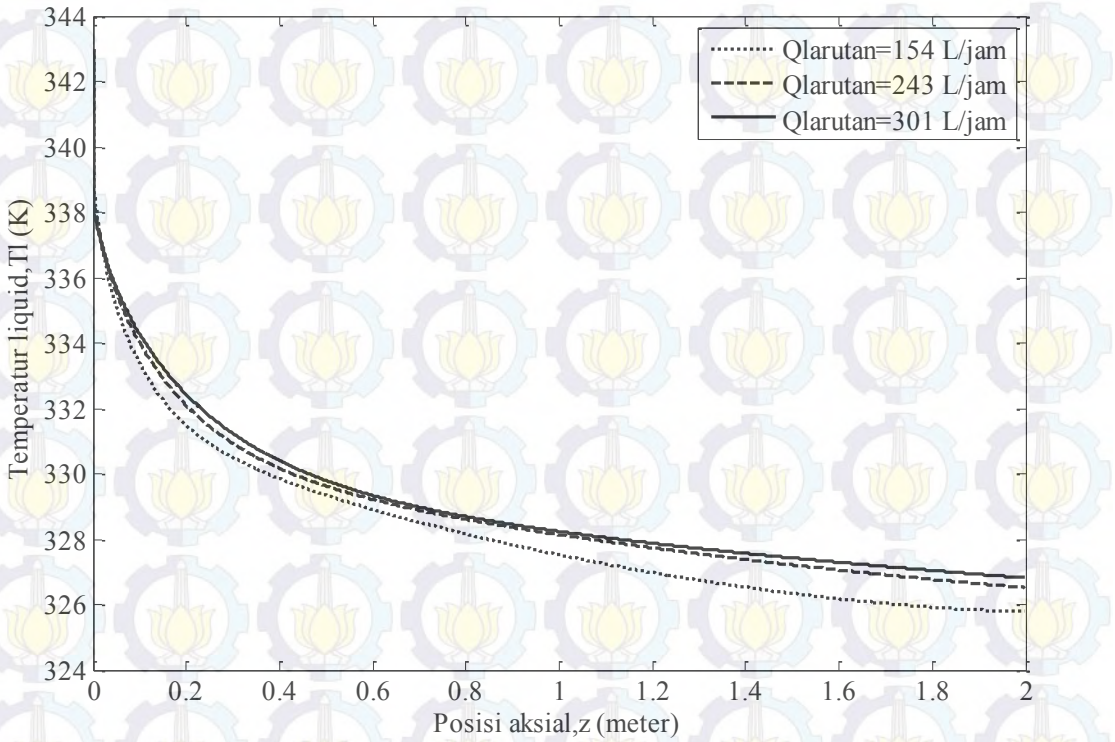
C.3.1. Pada brix 51



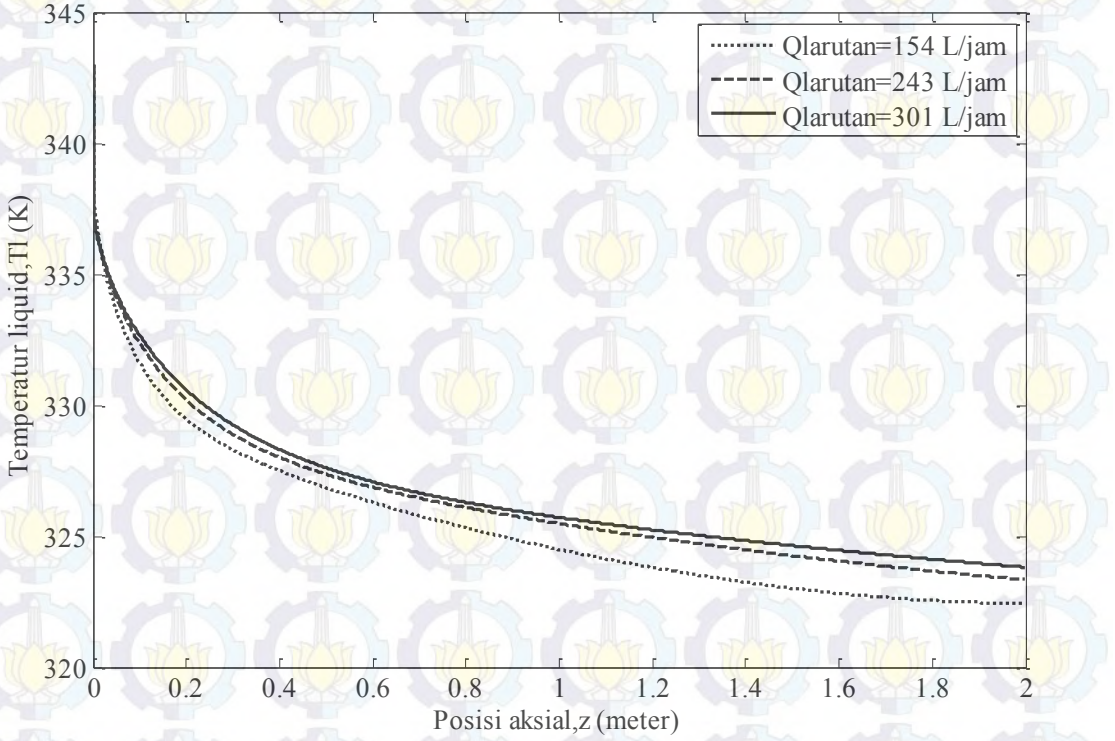
Gambar C.3.1.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.



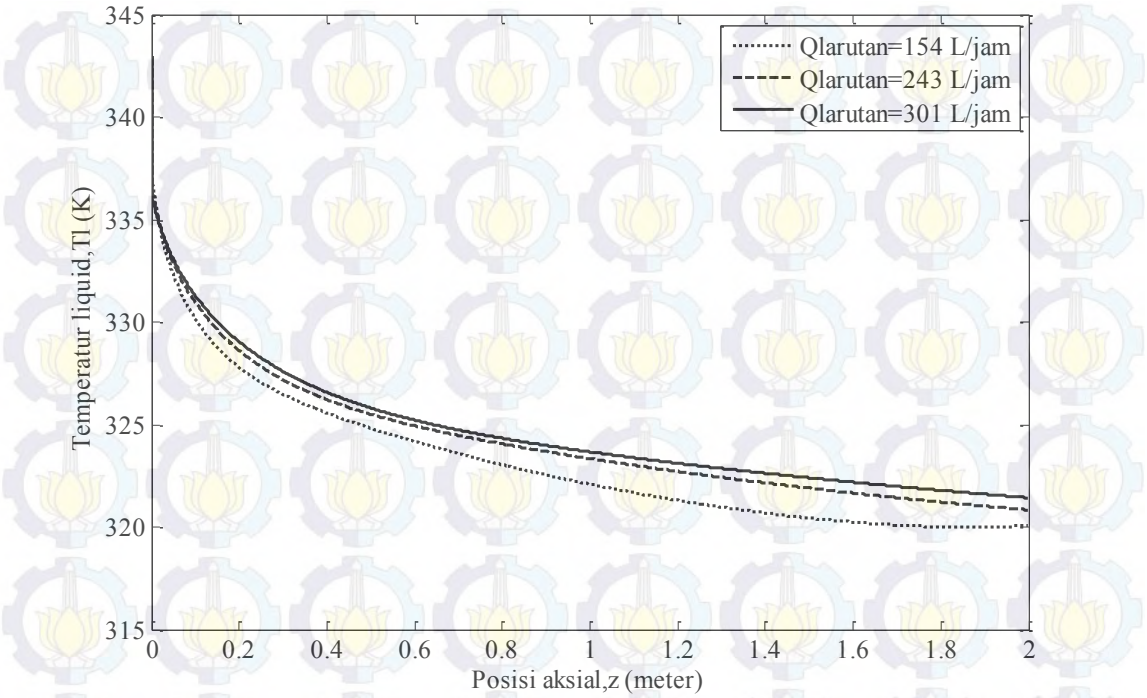
Gambar C.3.1.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.



Gambar C.3.1.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.

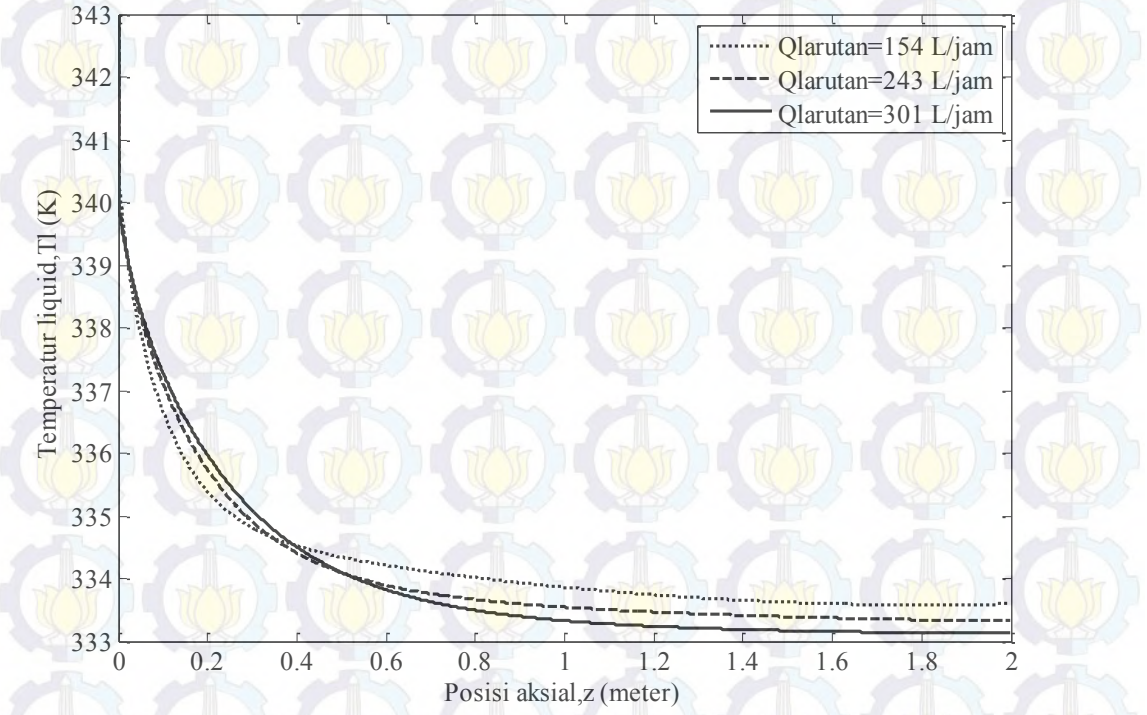


Gambar C.3.1.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.

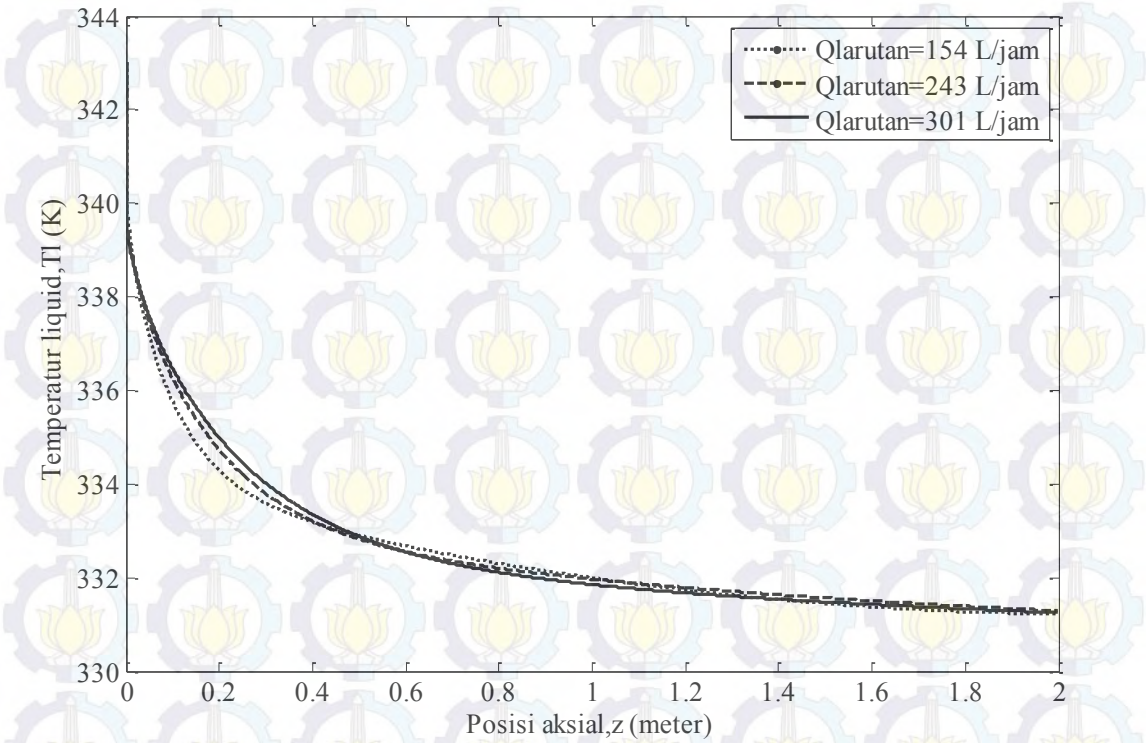


Gambar C.3.1.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.

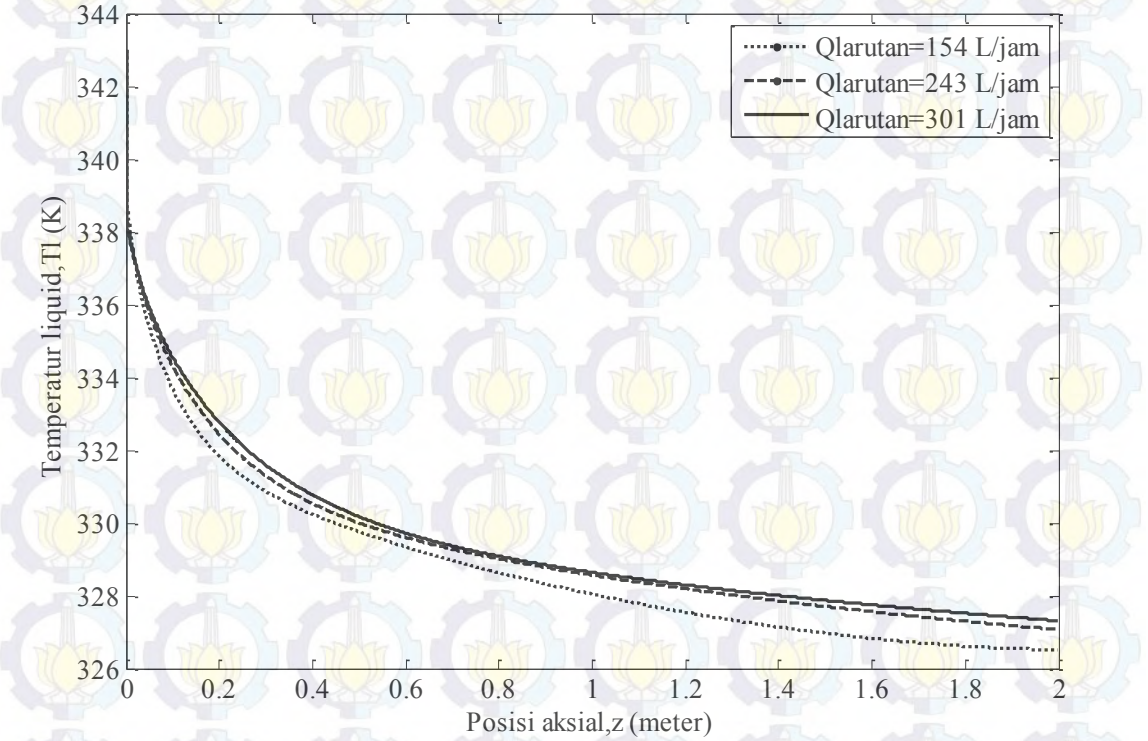
C.3.2. Pada brix 59



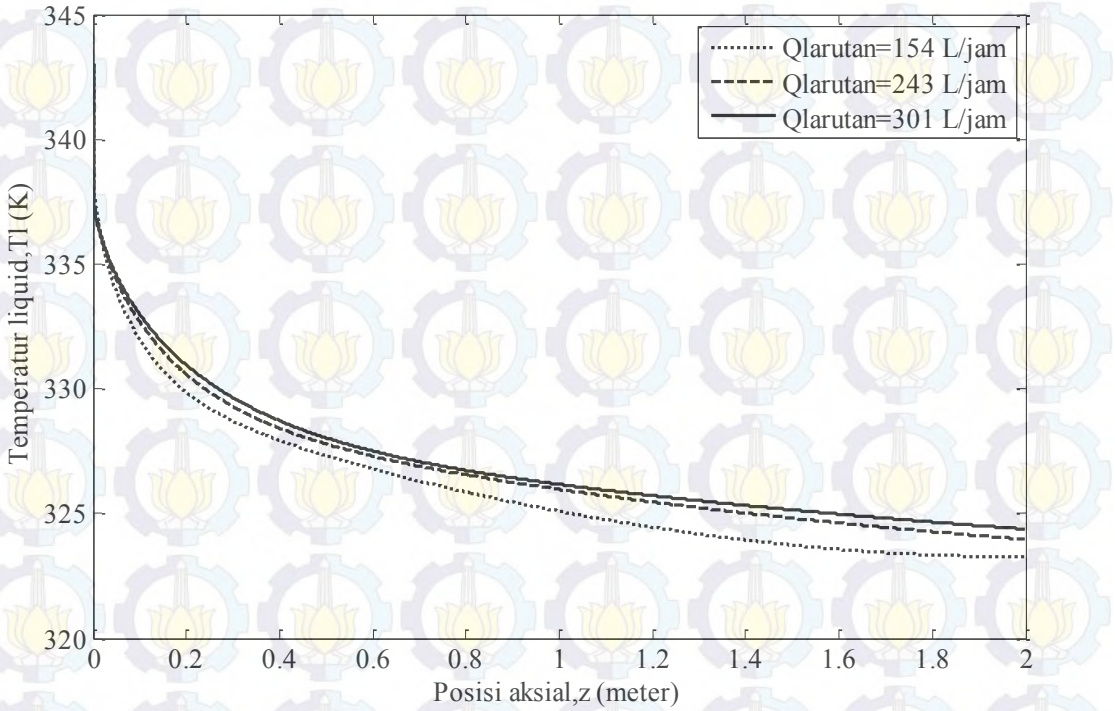
Gambar C.3.2.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.



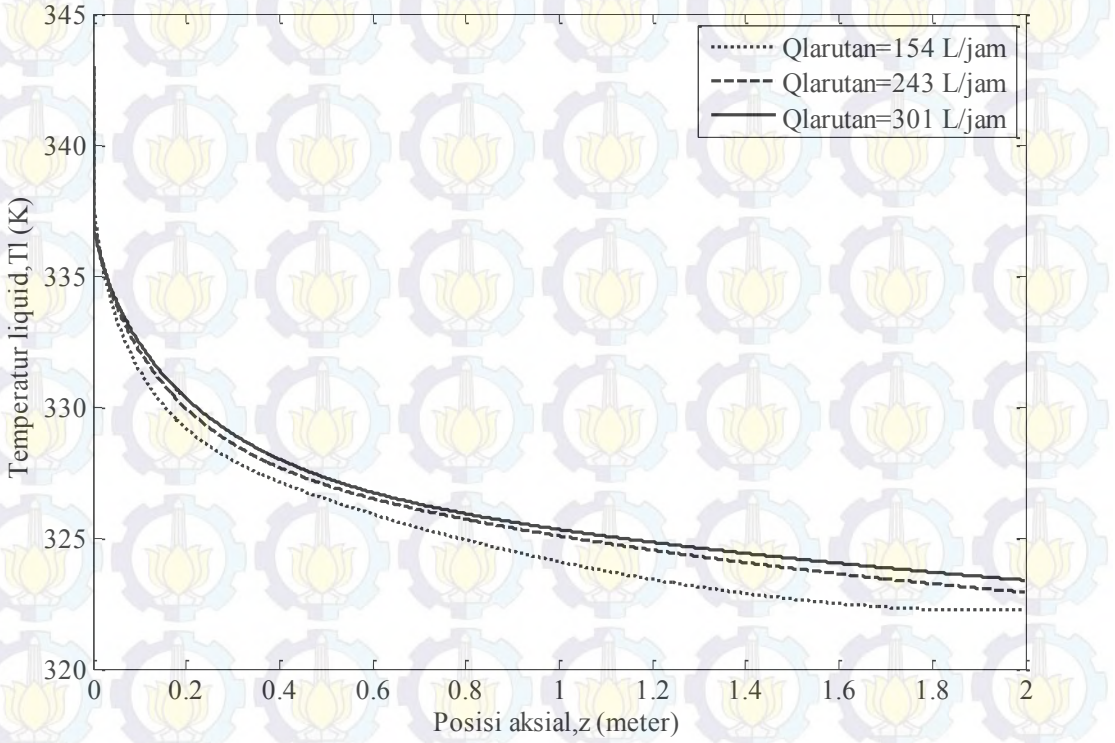
Gambar C.3.2.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.



Gambar C.3.2.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.

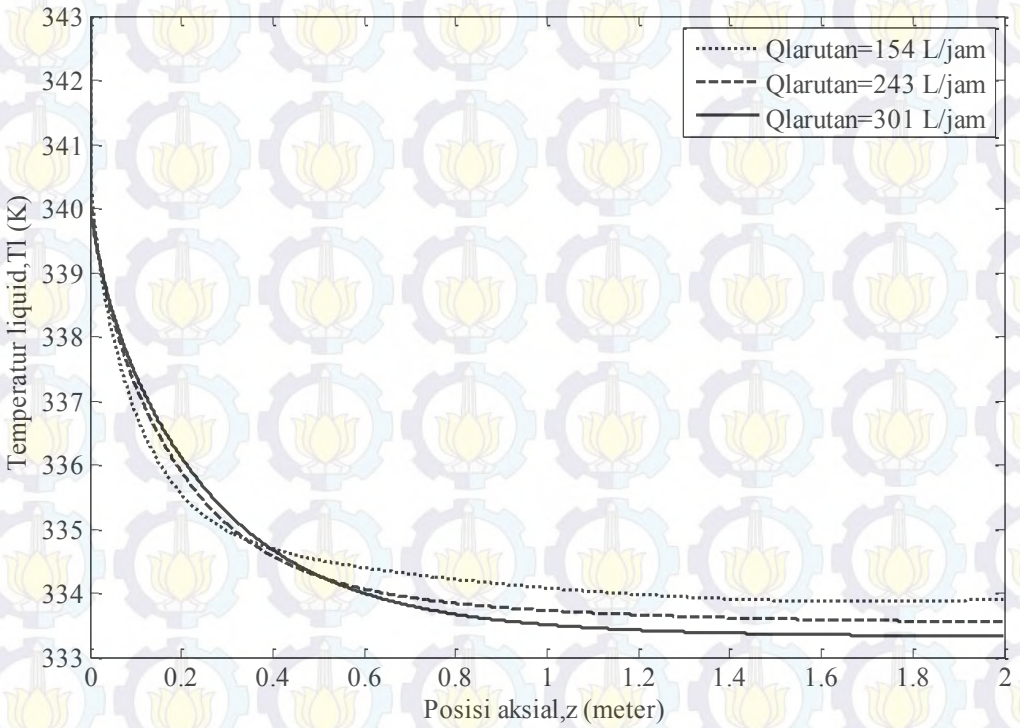


Gambar C.3.2.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.

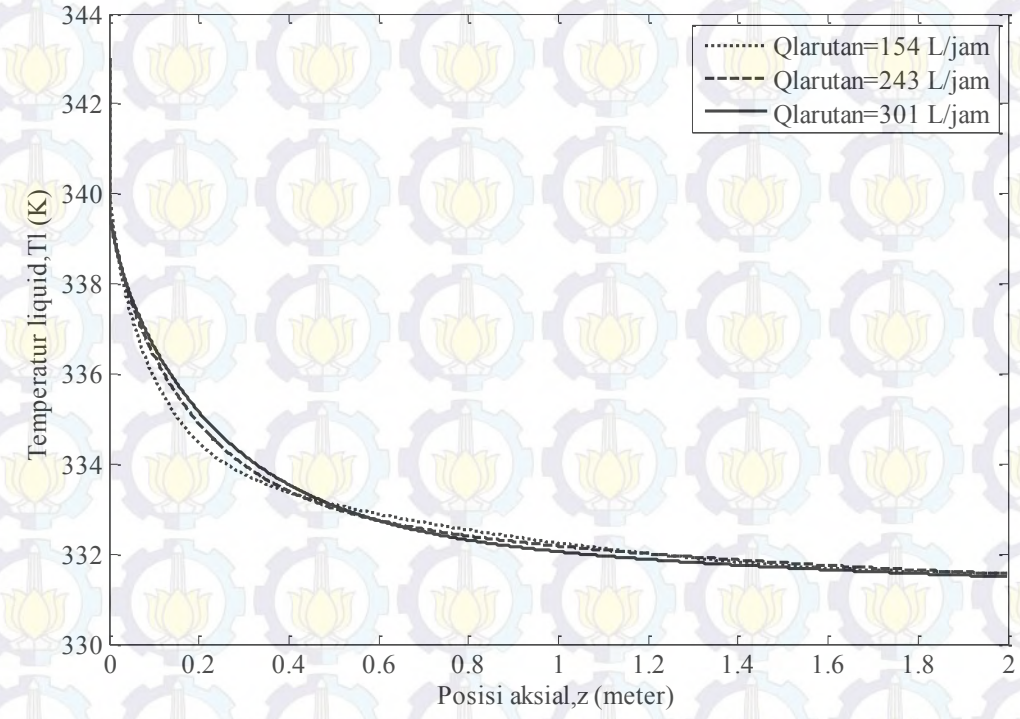


Gambar C.3.2.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial

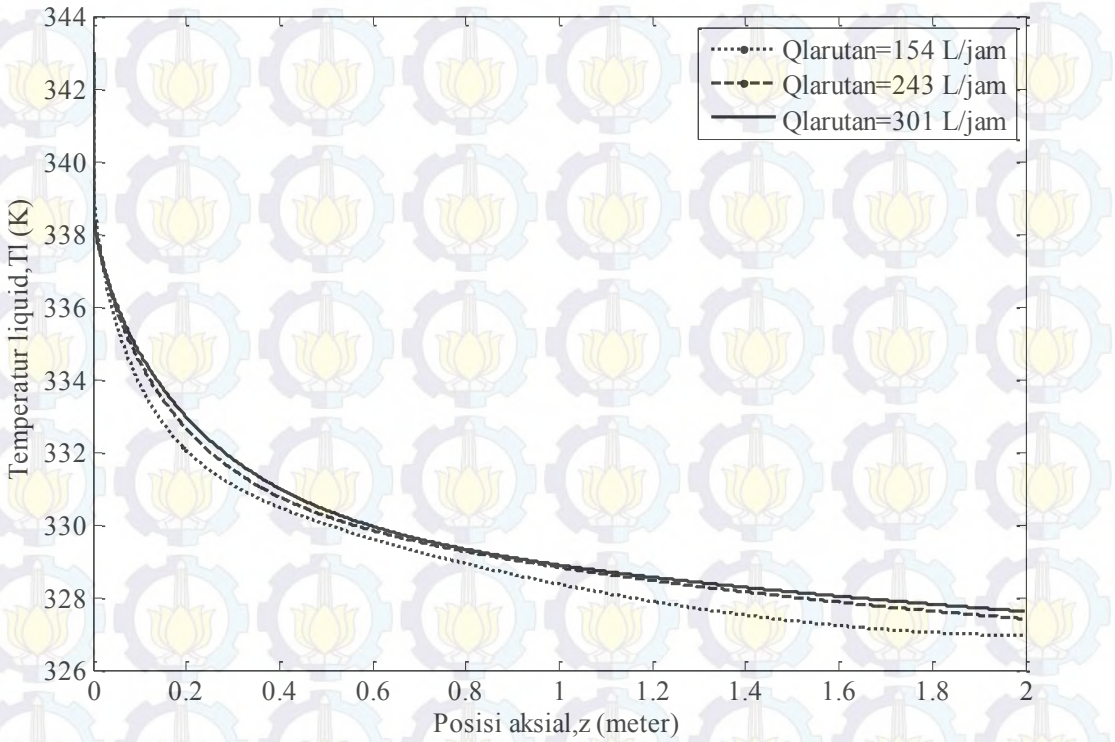
C.3.3. Pada brix 63



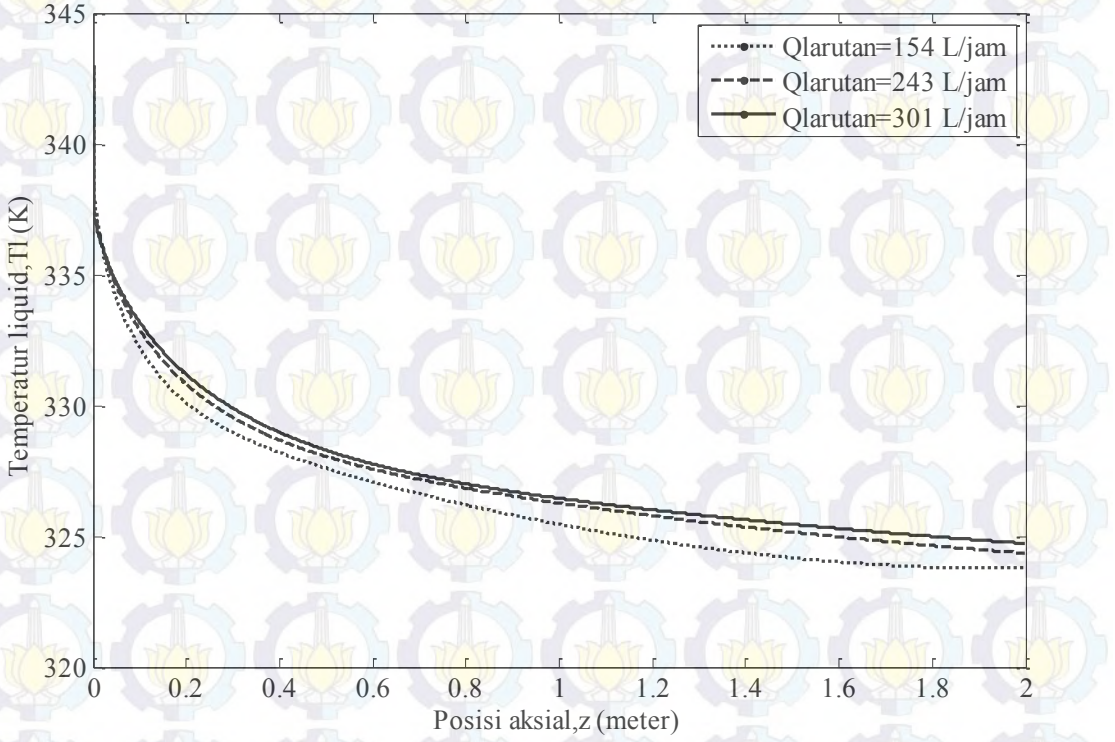
Gambar C.3.3.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.



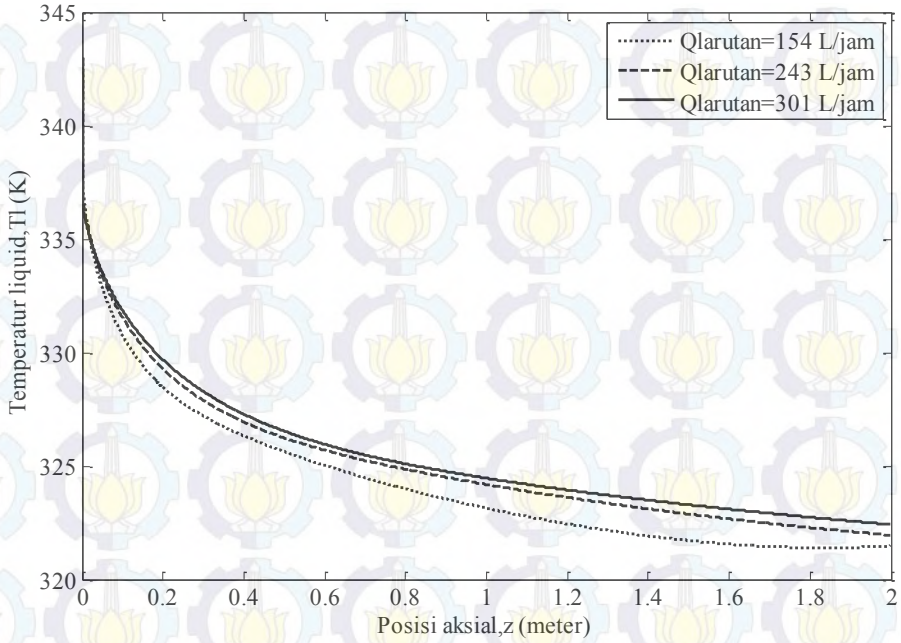
Gambar C.3.3.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.



Gambar C.3.3.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.



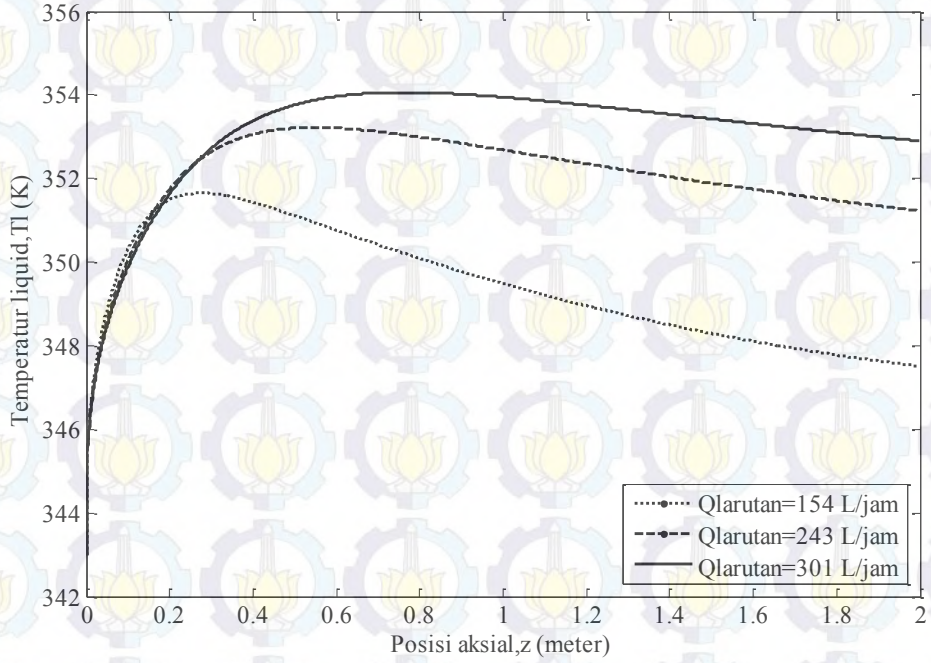
Gambar C.3.3.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.



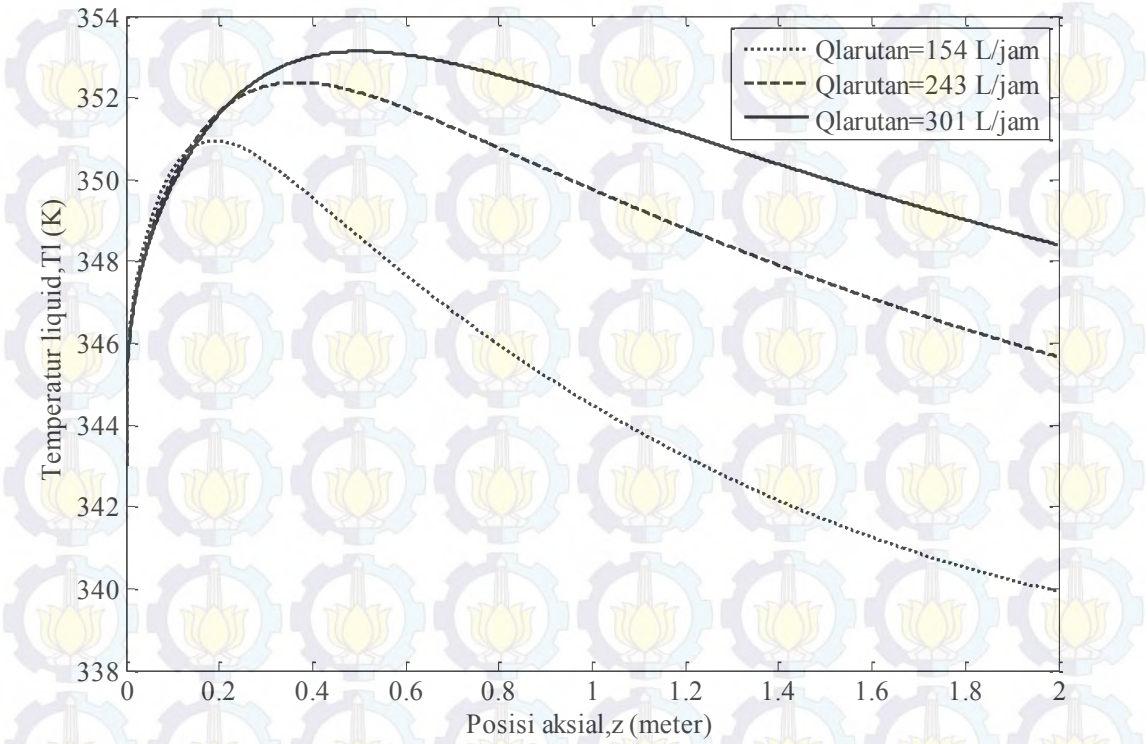
Gambar C.3.3.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian interface dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.

C.4. Grafik temperatur liquid bagian dinding pada posisi axial

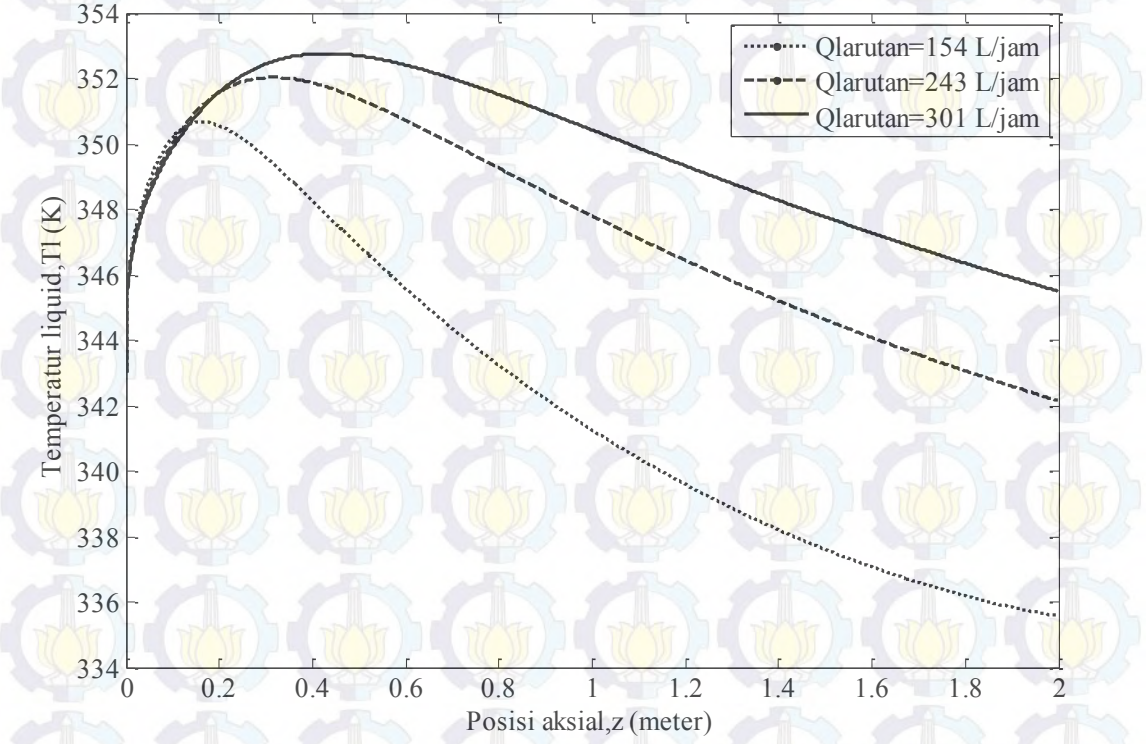
C.4.1. Pada brix 51



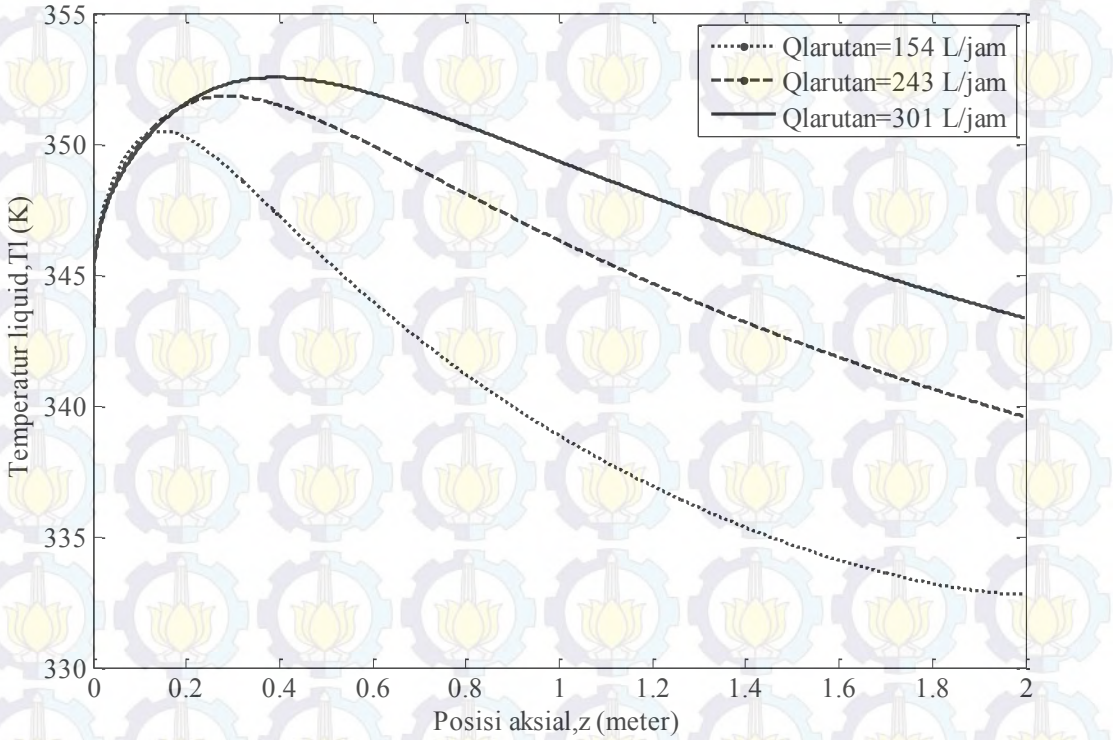
Gambar C.4.1.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.



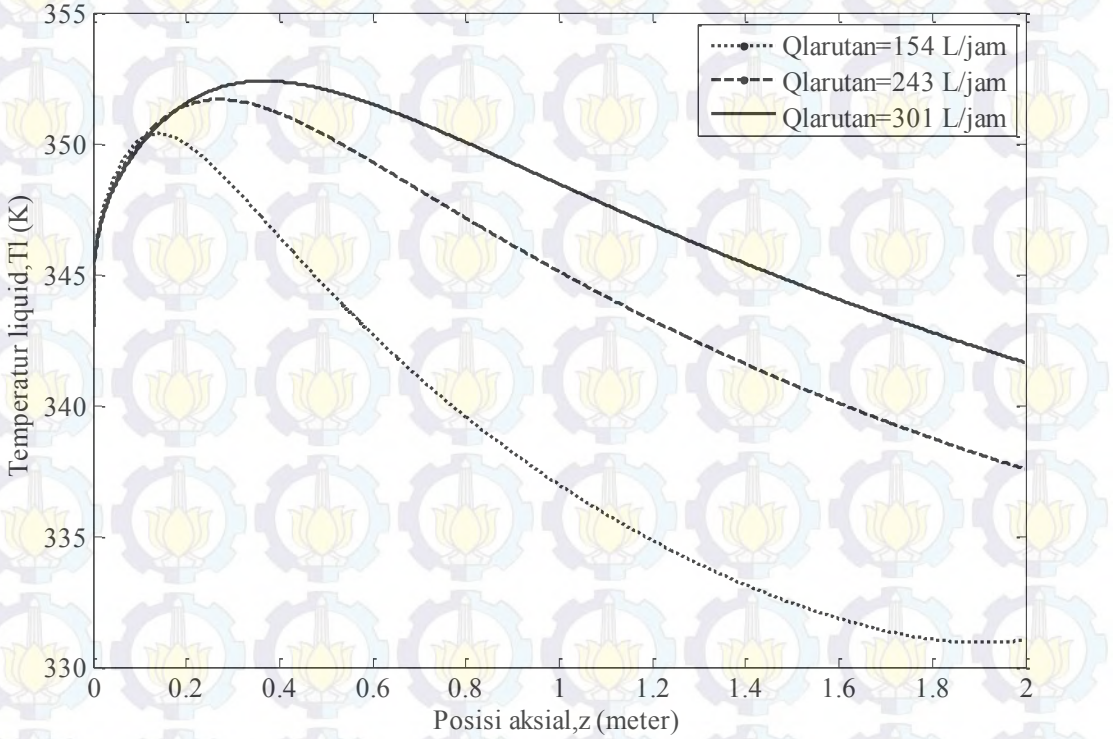
Gambar C.4.1.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.



Gambar C.4.1.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.

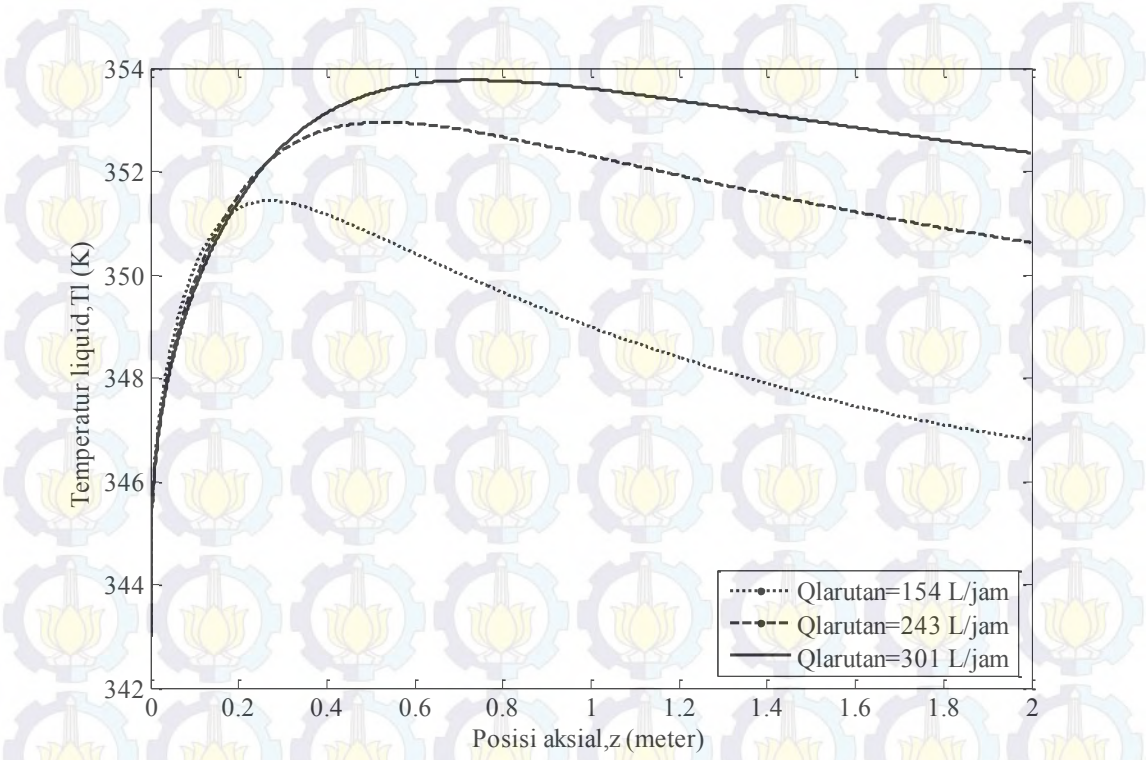


Gambar C.4.1.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.

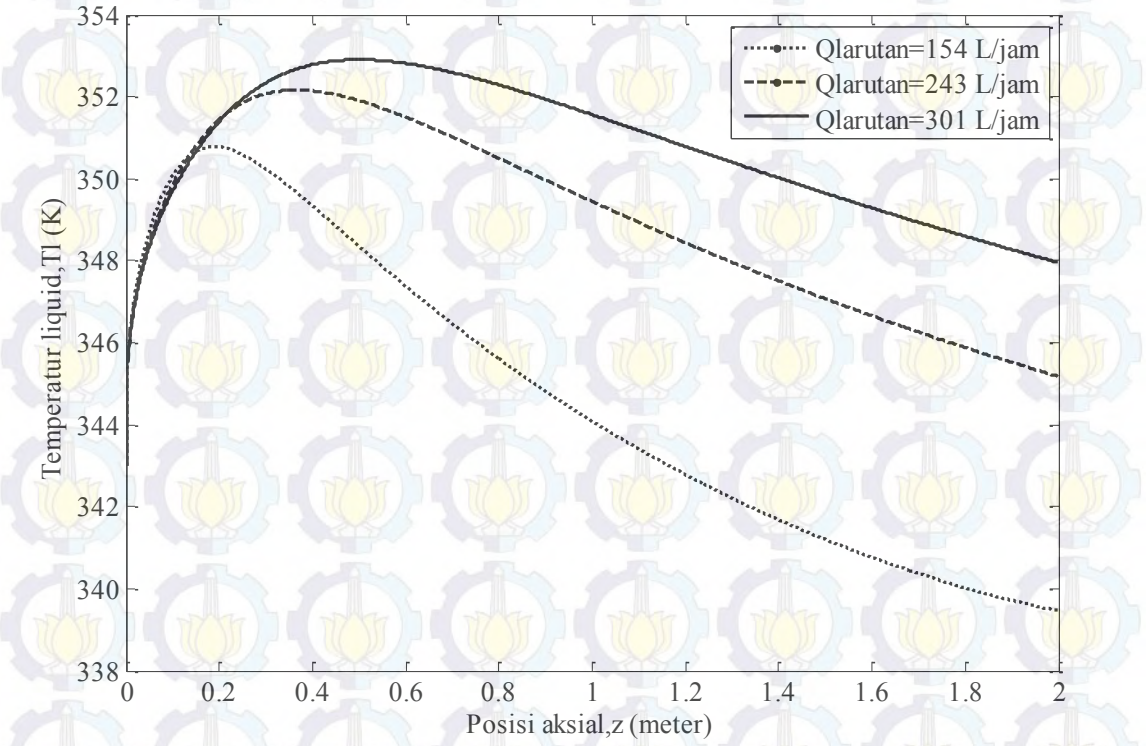


Gambar C.4.1.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.

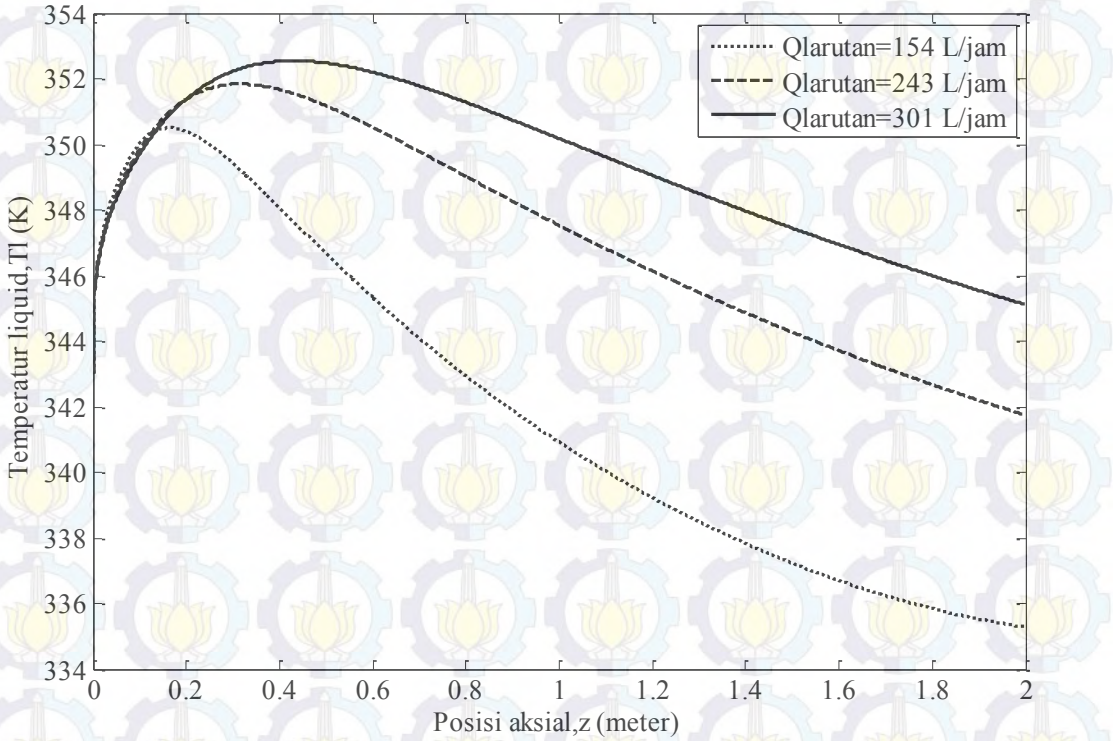
C.4.2. Pada brix 59



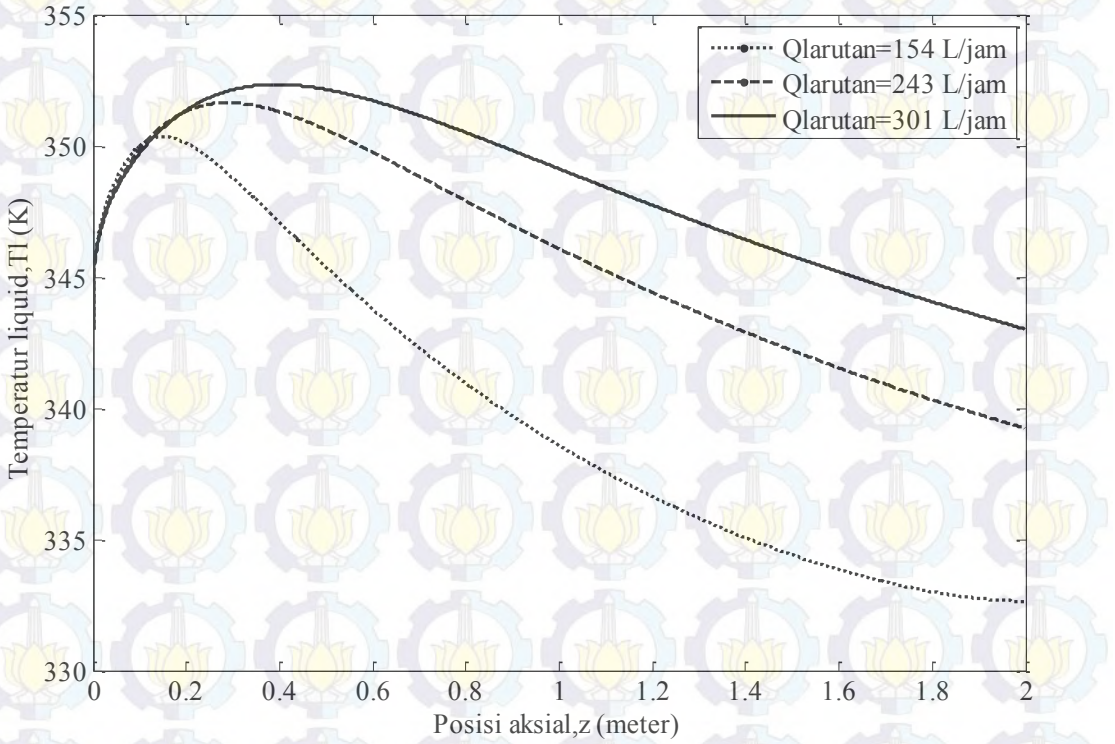
Gambar C.4.2.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.



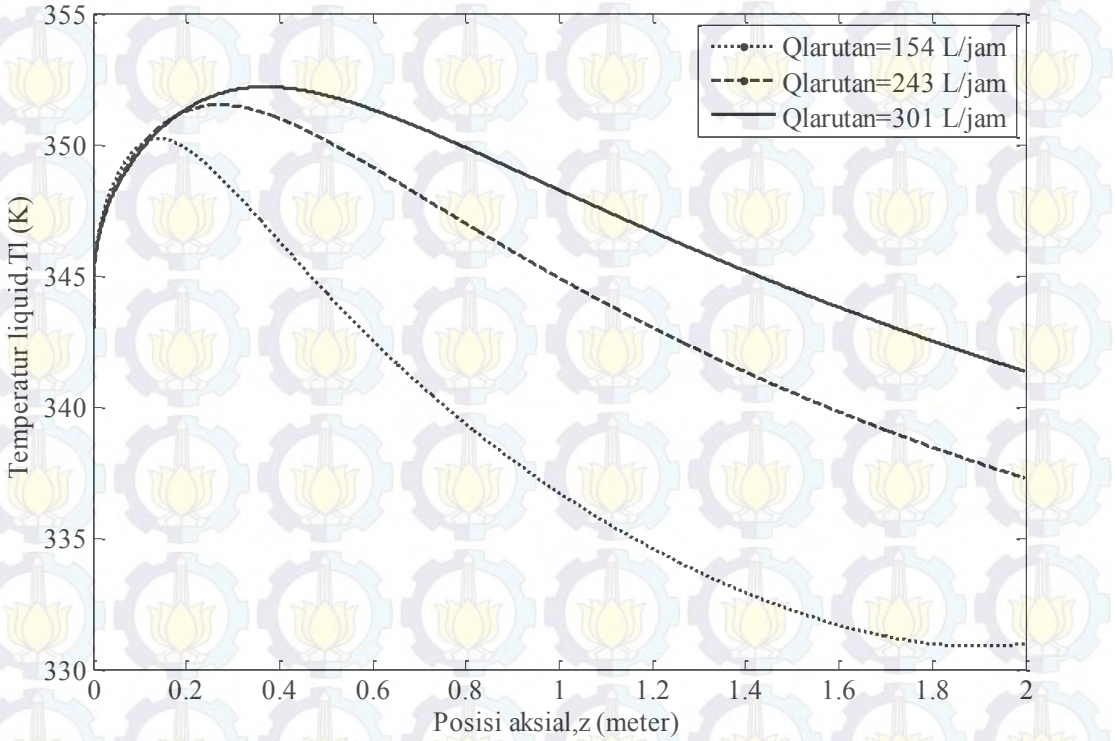
Gambar C.4.2.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.



Gambar C.4.2.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial.

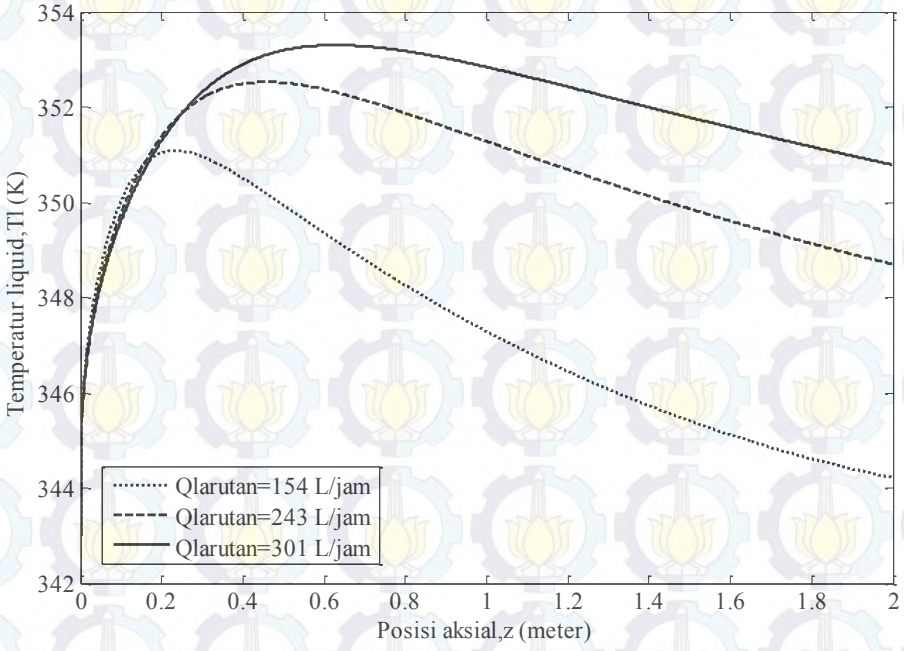


Gambar C.4.2.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.

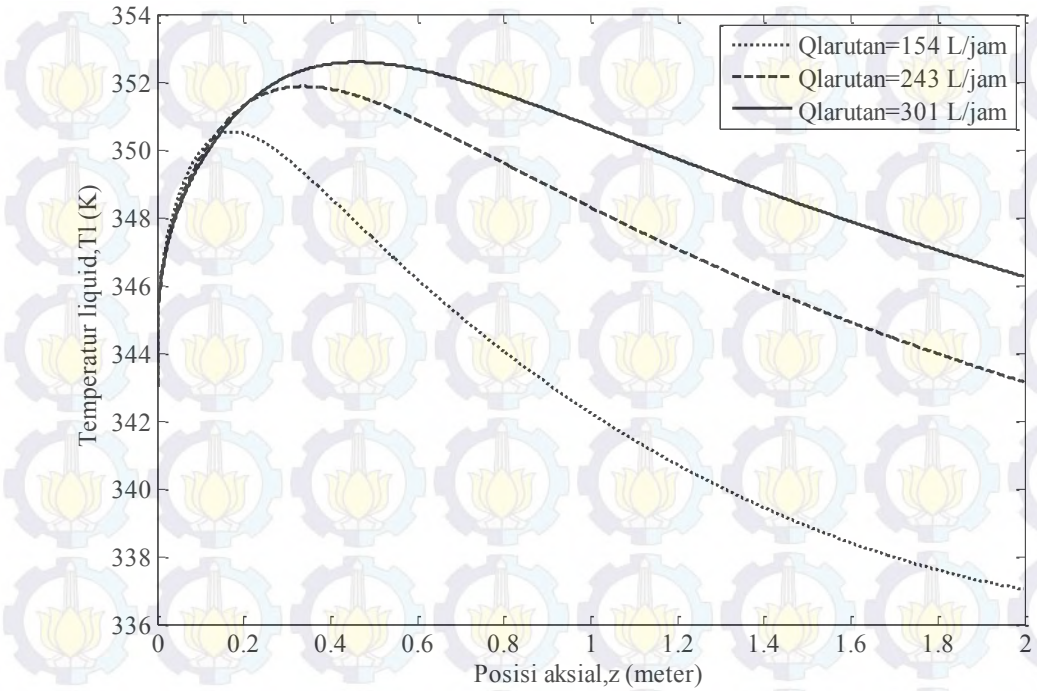


Gambar C.4.2.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.

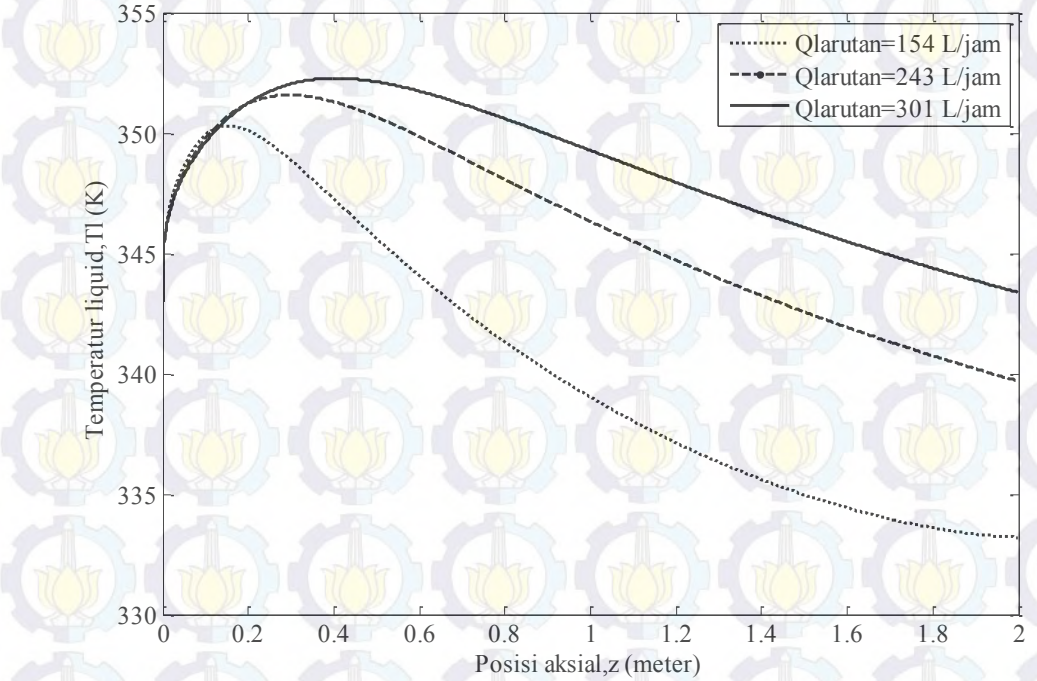
C.4.3. Pada brix 63



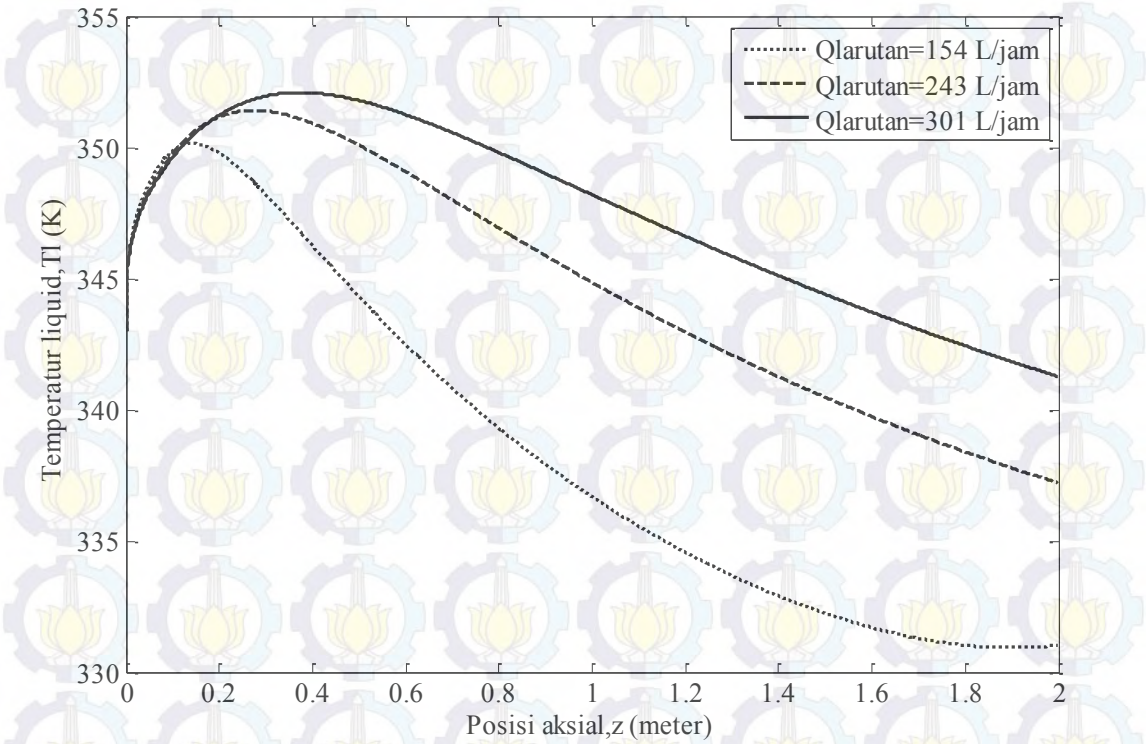
Gambar C.4.3.1 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 2 m^3/jam pada posisi axial.



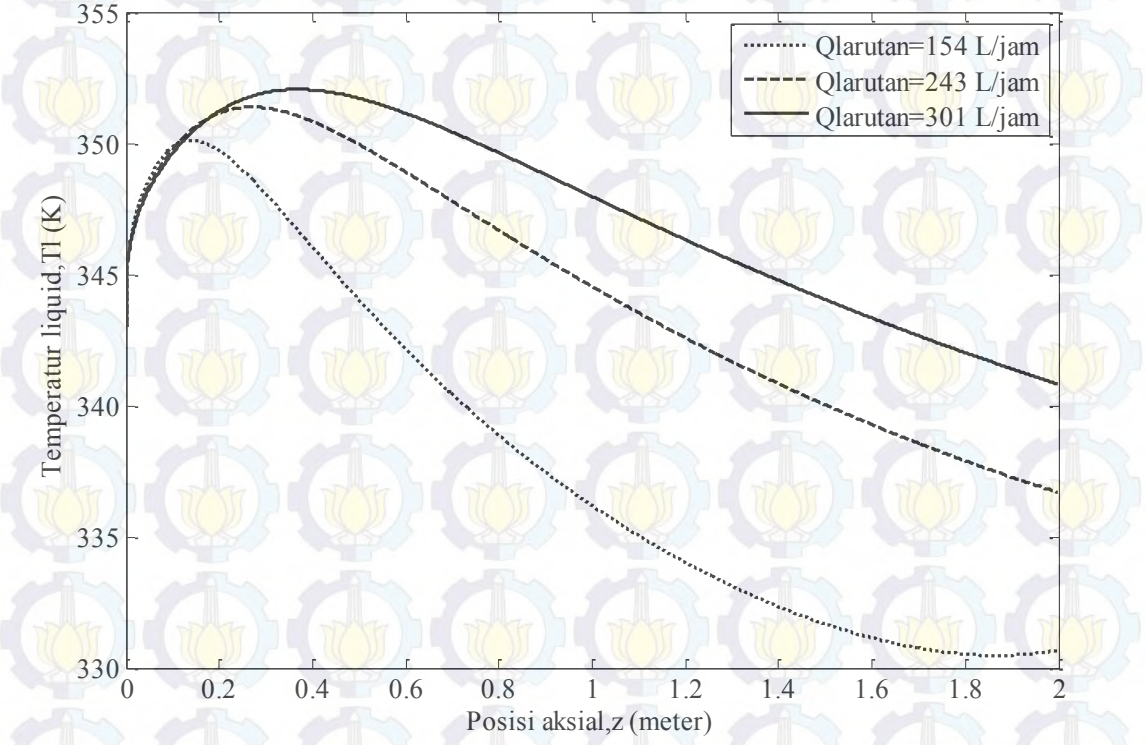
Gambar C.4.3.2 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 4 m^3/jam pada posisi axial.



Gambar C.4.3.3 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 6 m^3/jam pada posisi axial



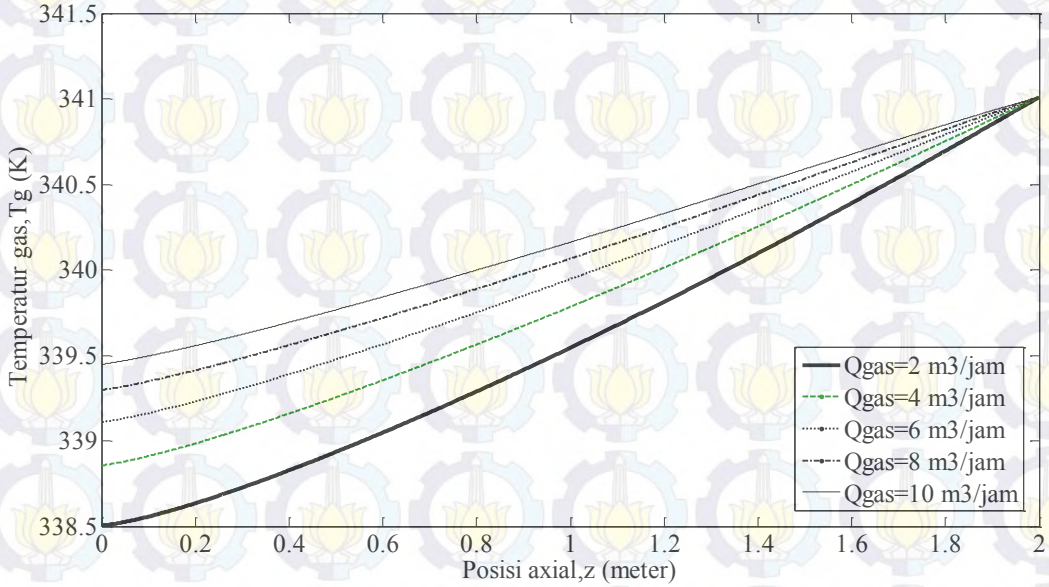
Gambar C.4.3.4 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 8 m^3/jam pada posisi axial.



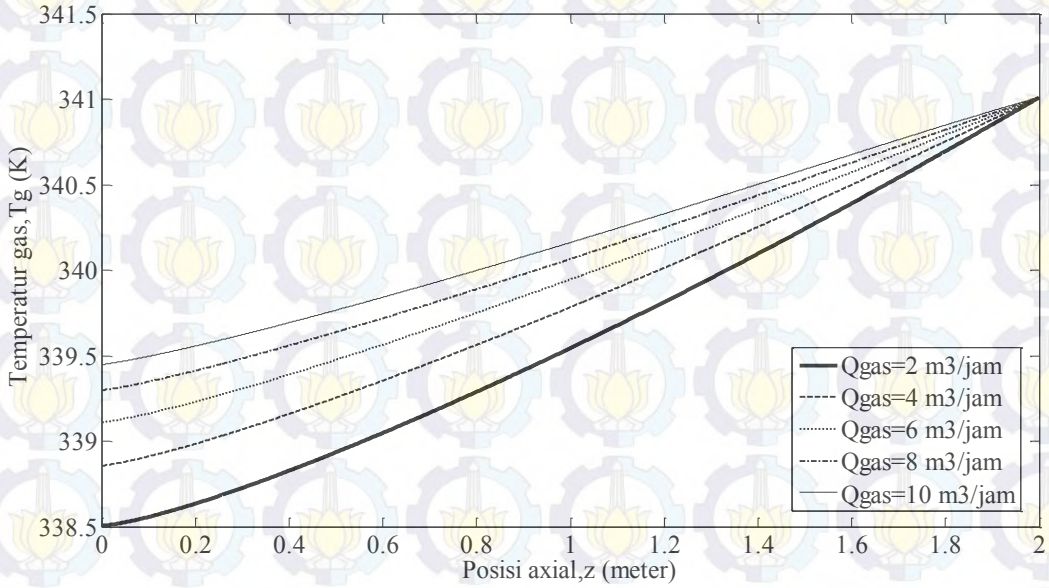
Gambar C.4.3.5 Profil distribusi temperatur liquid terhadap laju alir larutan bagian dinding dengan laju alir gas 10 m^3/jam pada posisi axial.

C.5. Grafik temperatur gas pada posisi axial

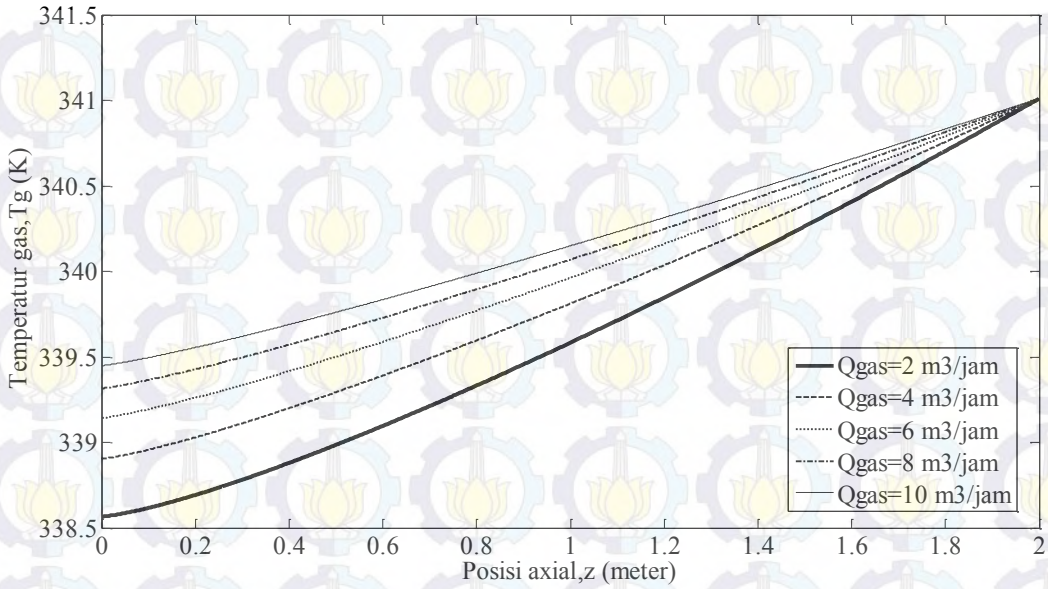
C.5.1 Pada brix 51



Gambar C.5.1.1. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 154 L/jam pada posisi axial

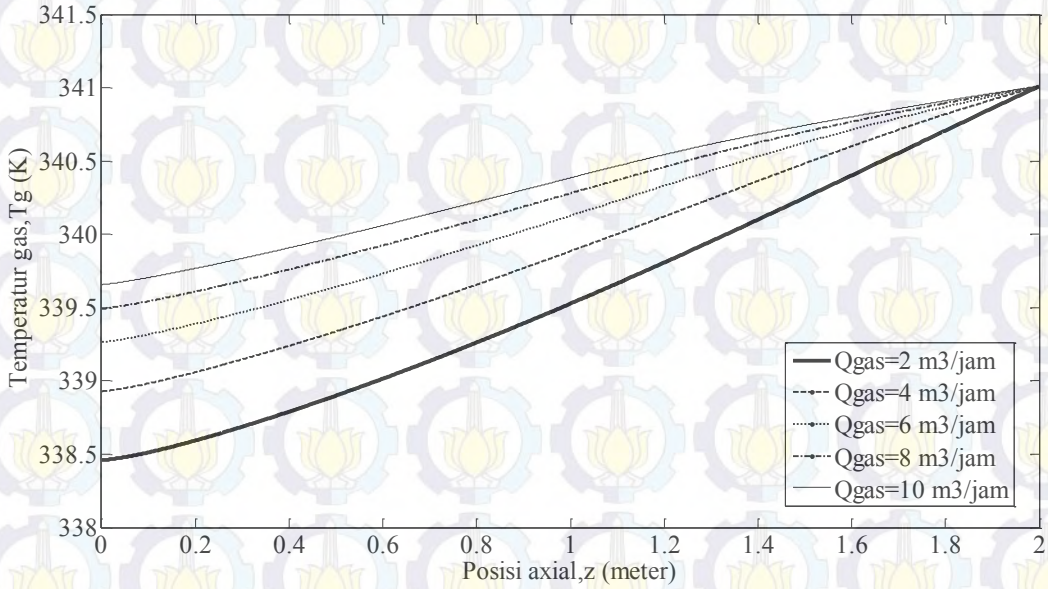


Gambar C.5.1.2. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 243 L/jam pada posisi axial

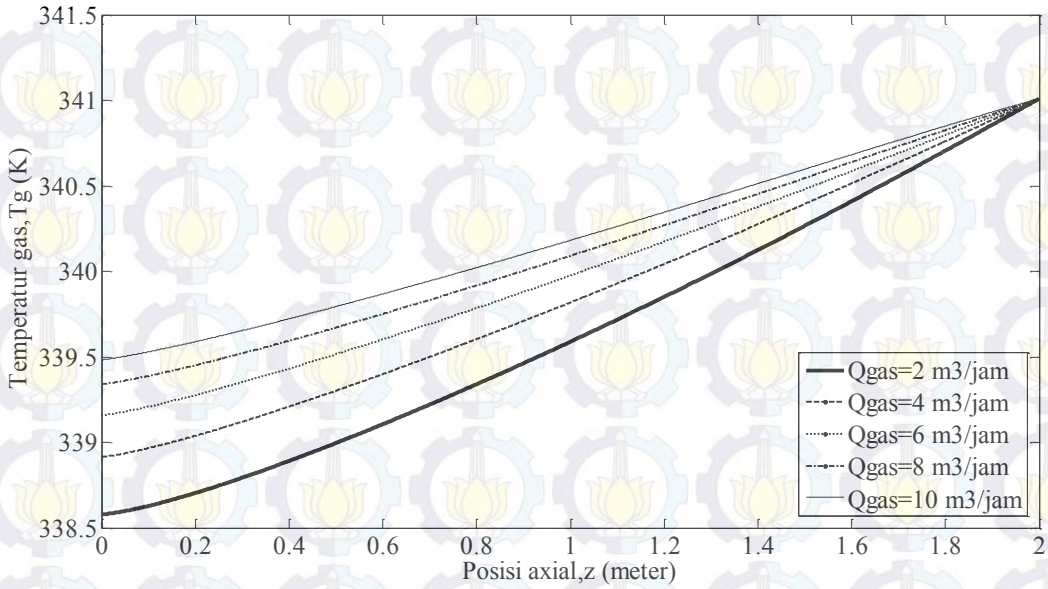


Gambar C.5.1.3. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi axial

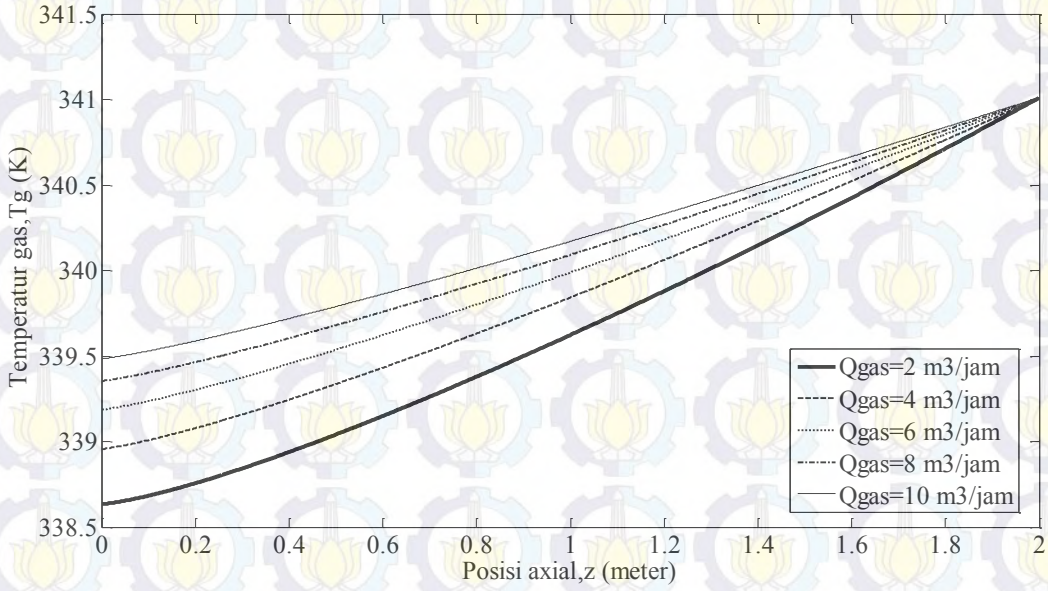
C.5.2 Pada brix 59



Gambar C.5.2.1. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 154 L/jam pada posisi axial

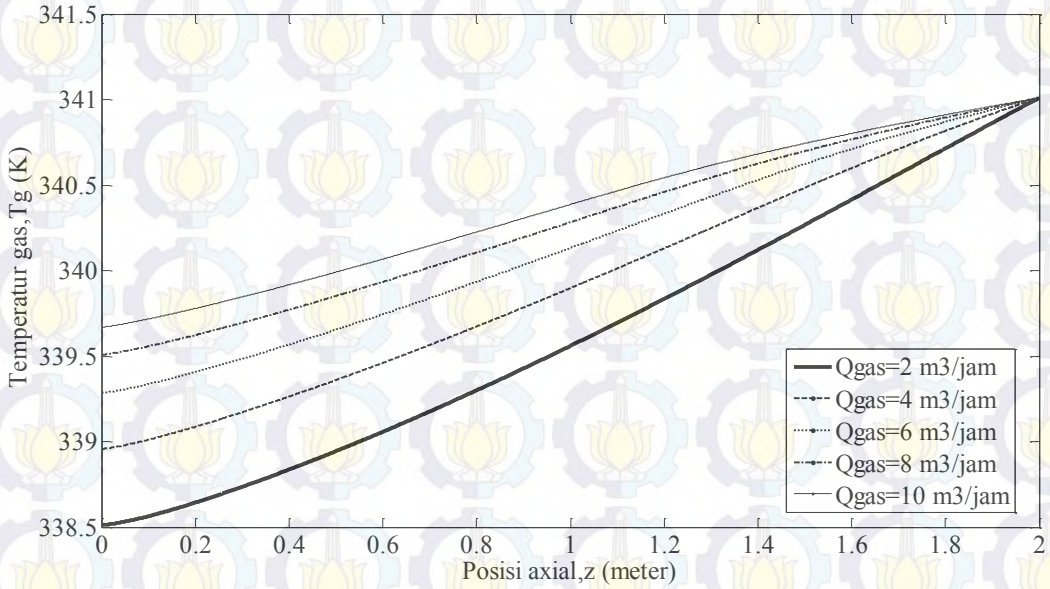


Gambar C.5.2.2. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 243 L/jam pada posisi axial

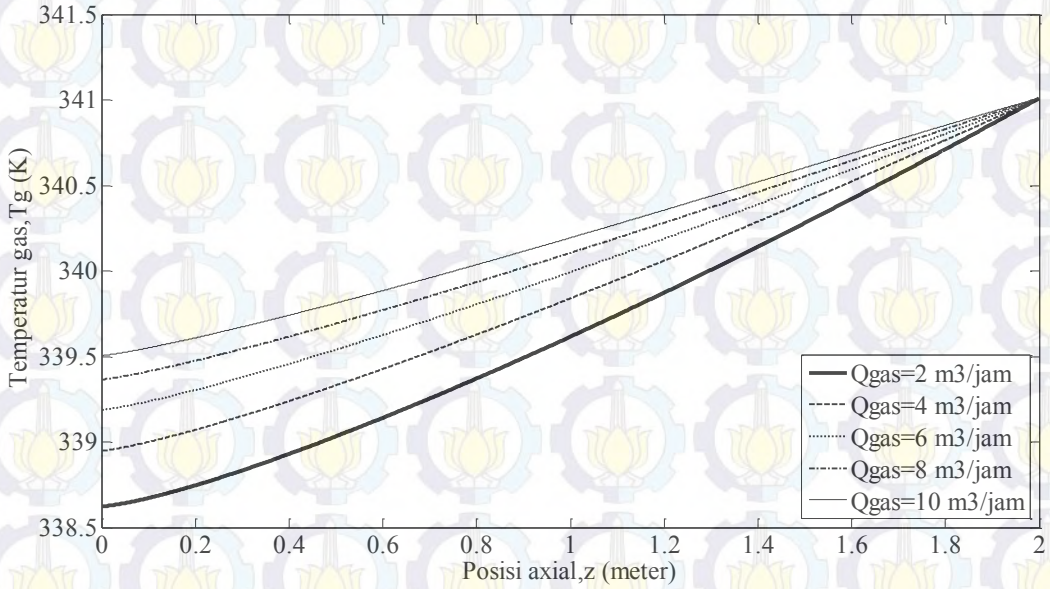


Gambar C.5.2.3. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi axial

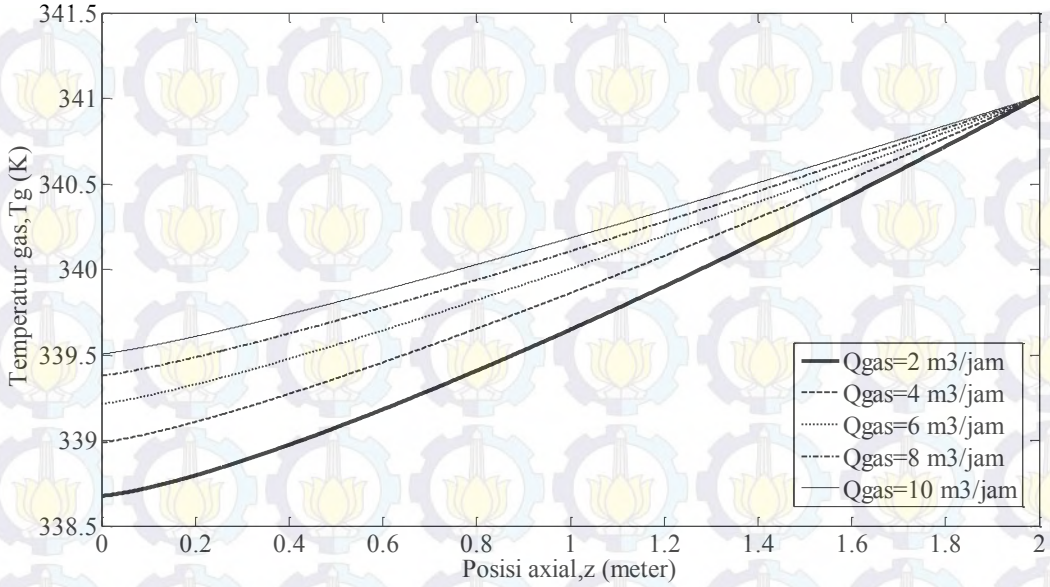
C.5.3 Pada brix 63



Gambar C.5.3.1. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 154 L/jam pada posisi axial



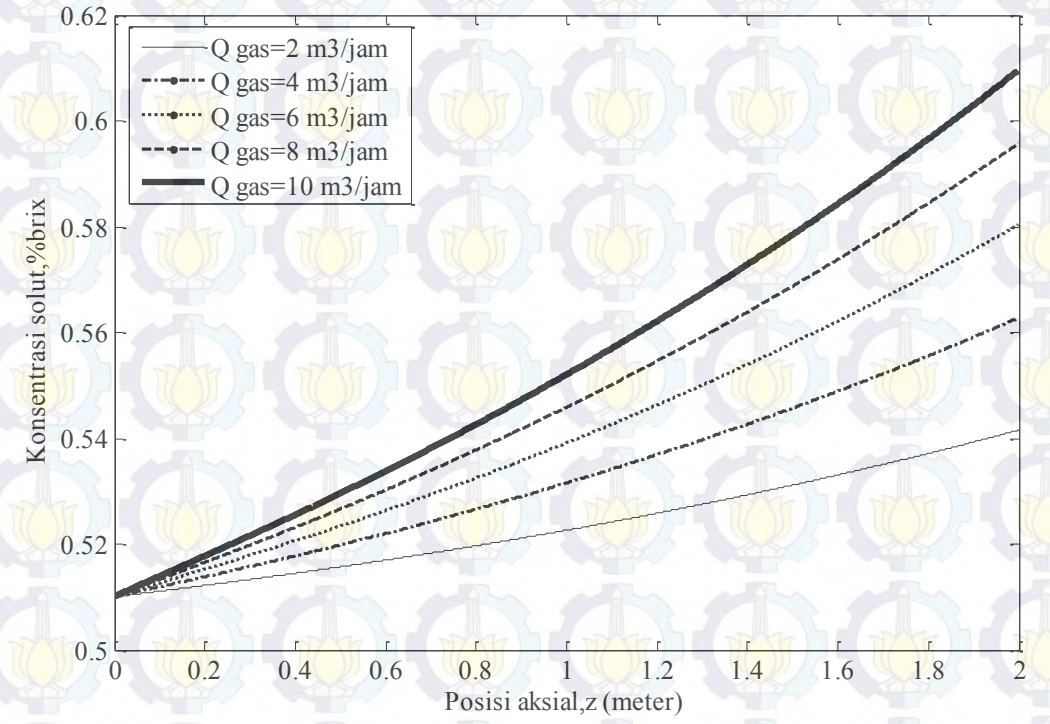
Gambar C.5.3.2. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 243 L/jam pada posisi axial



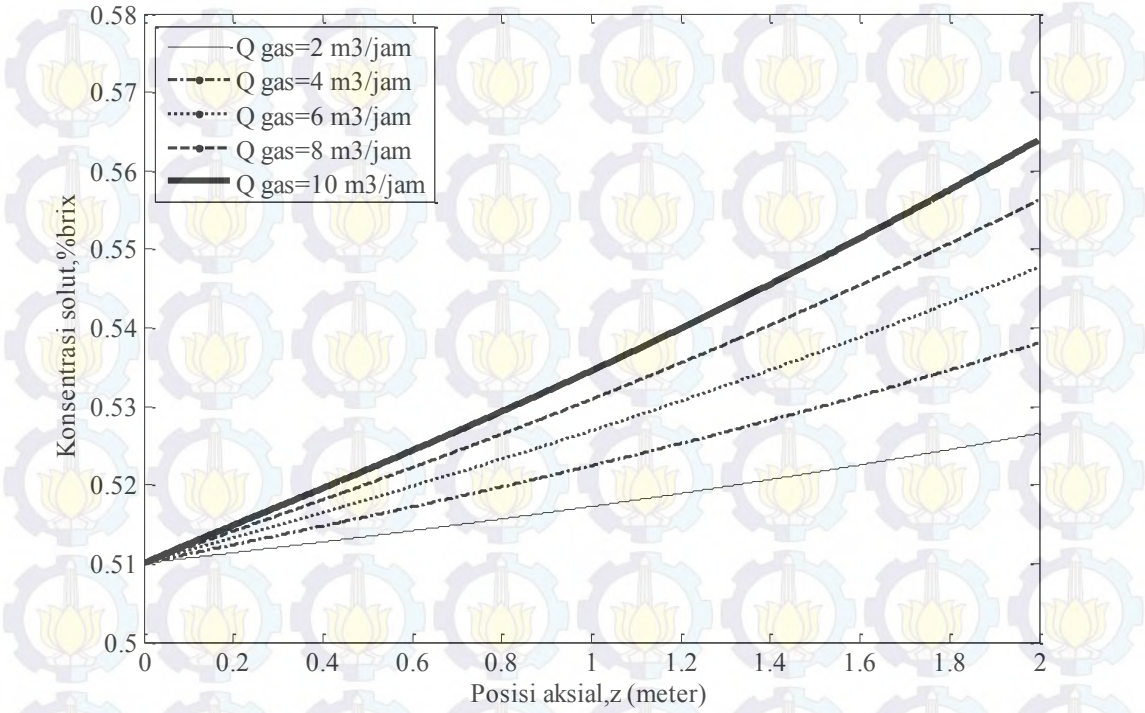
Gambar C.5.3.3. Profil distribusi temperatur gas terhadap laju alir gas dengan laju alir liquida 301 L/jam pada posisi axial

C.6. Grafik konsentrasi pada posisi axial

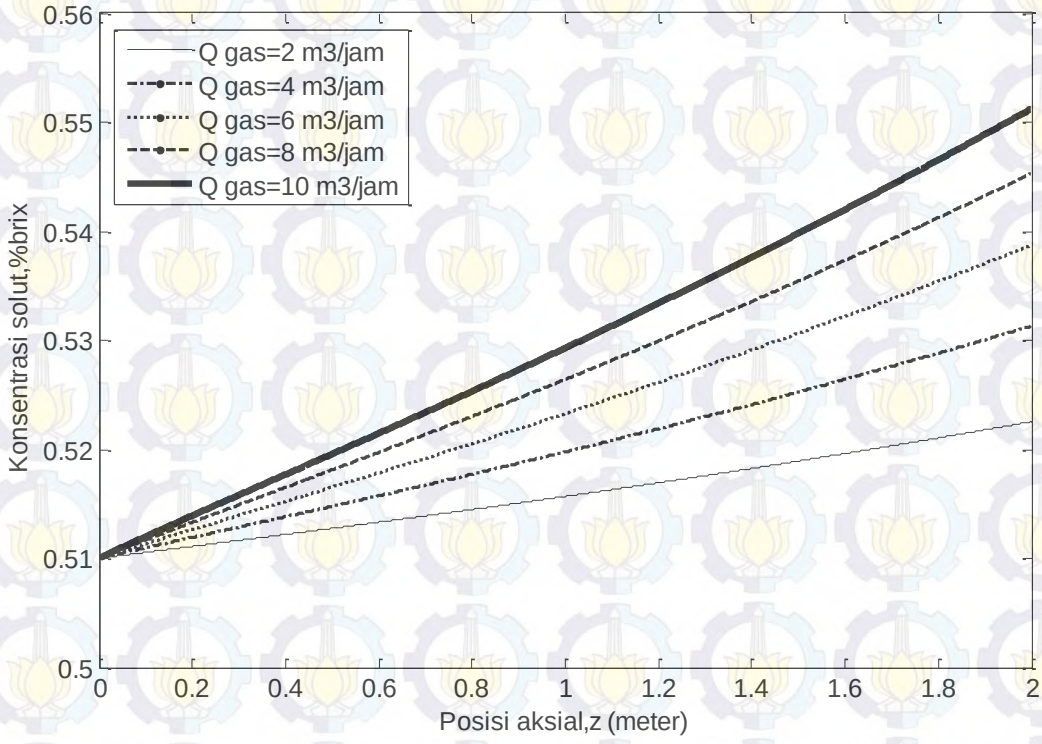
C.6.1. Pada brix 51



Gambar C.6.1.1. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 154 l/jam pada posisi axial

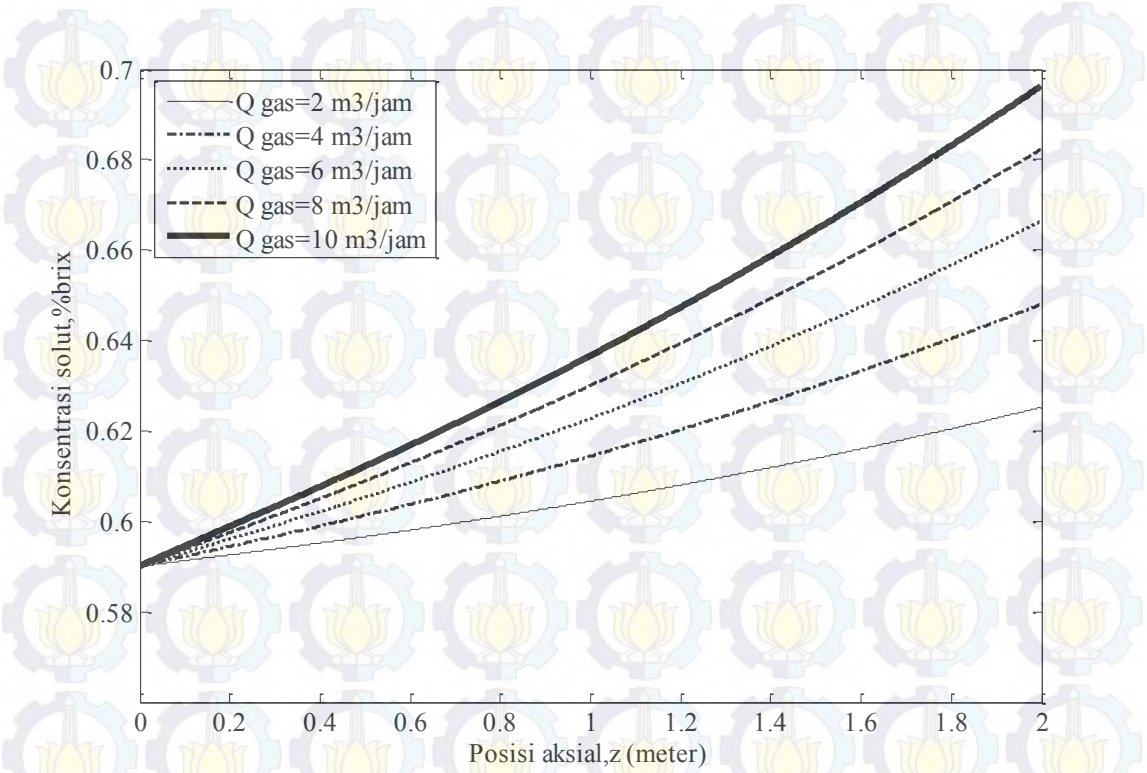


Gambar C.6.1.2. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 243 l/jam pada posisi axial

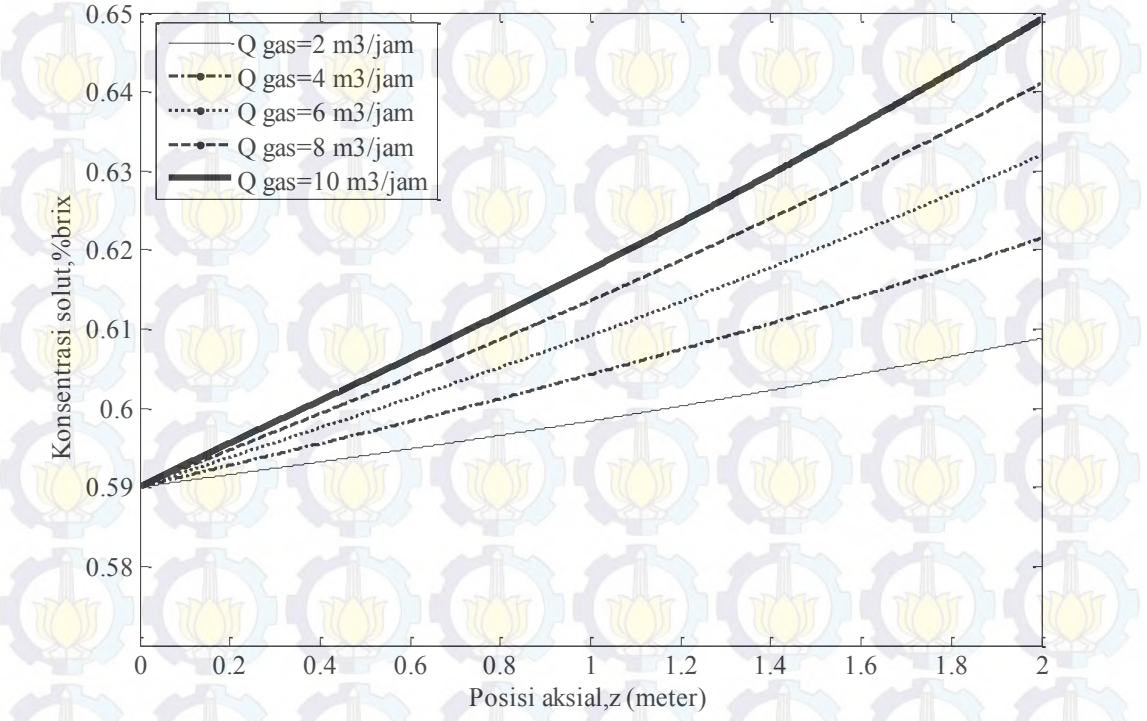


Gambar C.6.1.3. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial

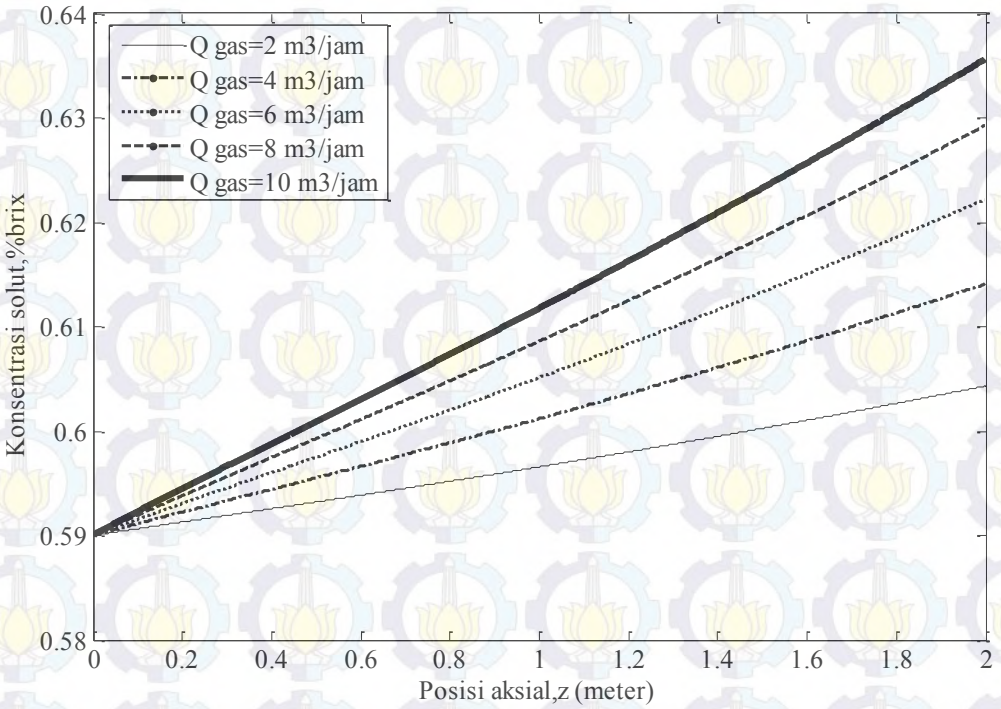
C.6.2. Pada brix 59



Gambar C.6.2.6. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 154 l/jam pada posisi axial

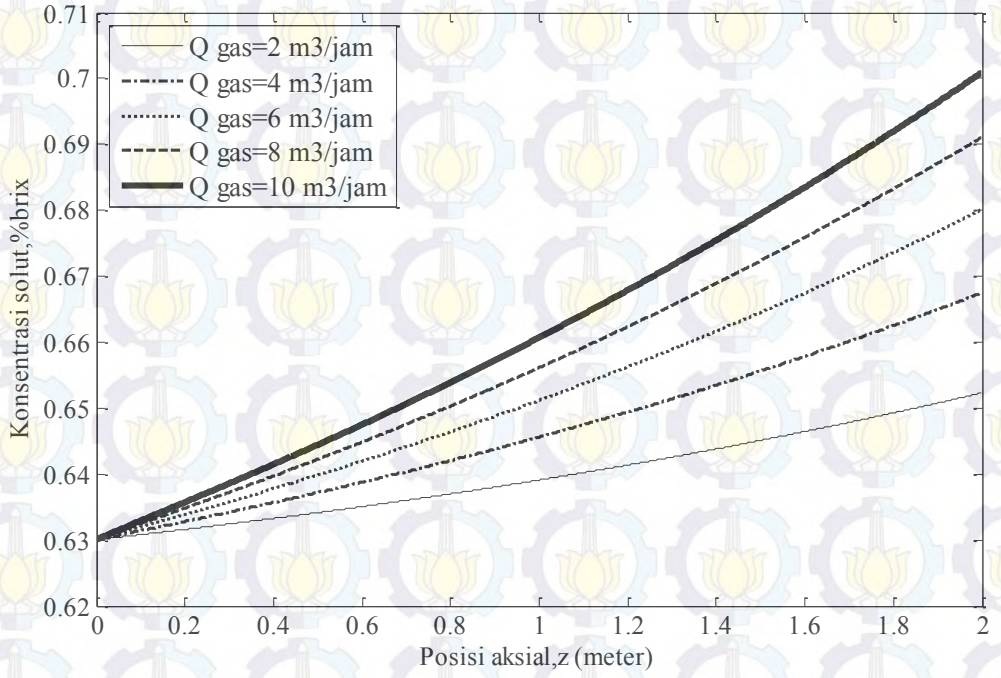


Gambar C.6.2.7. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 243 l/jam pada posisi axial

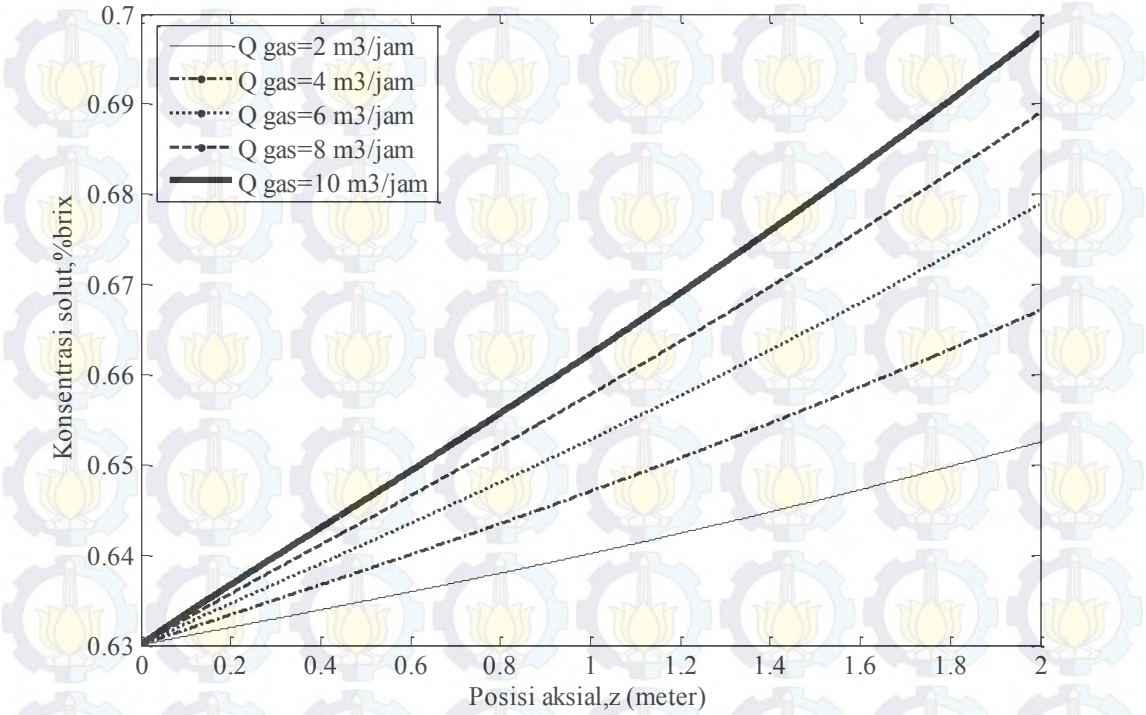


Gambar C.6.2.8. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial

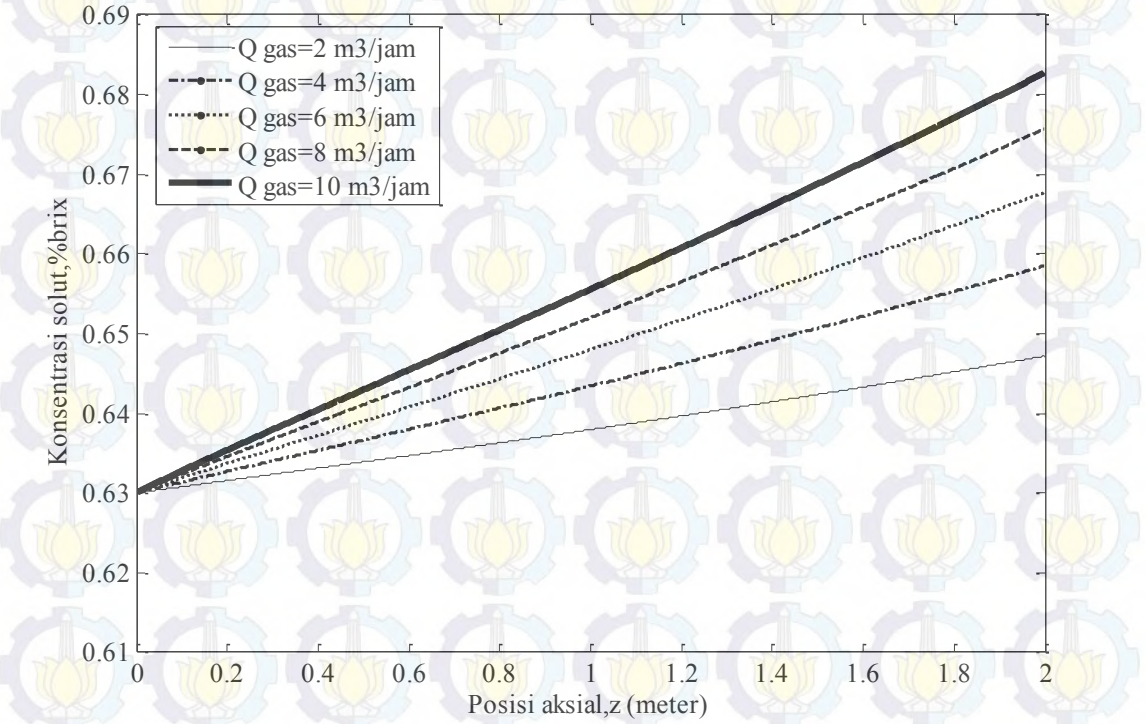
C.6.3. Pada brix 63



Gambar C.6.3.6. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 154 l/jam pada posisi axial



Gambar C.6.3.7. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 243 l/jam pada posisi axial



Gambar C.6.3.8. Profil distribusi konsentrasi terhadap laju alir larutan dengan laju alir liquida 301 l/jam pada posisi axial

RIWAYAT HIDUP PENULIS

Medya Ayunda Fitri, penulis dilahirkan di Kota Tuban yang terletak di Propinsi Jawa Timur, pada tanggal 8 Mei 1989, merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Pendidikan formal yang telah ditempuhnya yaitu dimulai di SDN Latsari II Tuban, SLTP Negeri 3 Tuban, dan SMU Negeri 1 Tuban. Pada jenjang perkuliahan penulis melanjutkan studi di jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) dengan mengambil program D3 dan S1. Kemudian Penulis melanjutkan S2 dengan bidang keahlian teknologi proses jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) periode. Penulis memilih Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, dan selanjutnya melakukan penelitian dengan judul **"Pemodelan dan Simulasi Proses Penguapan Nira Pekat pada *Falling Film Evaporator* "**

Data Pribadi Penulis

Nama	: Medya Ayunda Fitri
Tempat Tanggal lahir	: Tuban, 8 Mei 1989
Alamat	: Jl. Tegal Boro Indah No.32 Tuban
Telp	: 085645017617
Email	: *deace_sakuragi@yahoo.com*