

PROYEK AKHIR - VK194833

**OPTIMASI PANAS PADA UNIT  $SO_2$  *CONVERSION* DI  
PABRIK ASAM SULFAT DENGAN METODE *PINCH*  
*TECHNOLOGY* MENGGUNAKAN *ASPEN ENERGY*  
*ANALYZER***

**BASKORO DAVID BERLIAN**

**NRP 10411910000013**

**TESA ULIMA ZHAFIRA**

**NRP 10411910000023**

Dosen Pembimbing

**Dr.Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T.**

**NPP 1990201911102**

Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2023



**PROYEK AKHIR - VK194833**

**OPTIMASI PANAS PADA UNIT SO<sub>2</sub> *CONVERSION* DI  
PABRIK ASAM SULFAT DENGAN METODE *PINCH*  
*TECHNOLOGY* MENGGUNAKAN *ASPEN ENERGY*  
*ANALYZER***

**BASKORO DAVID BERLIAN**

NRP 10411910000013

**TESA ULIMA ZHAFIRA**

NRP 10411910000023

Dosen Pembimbing

**Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T.**

NIP 1990201911102

**Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri**

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2023



**FINAL PROJECT - VK194833**

**OPTIMIZATION OF HEAT IN THE SO<sub>2</sub> CONVERSION  
UNIT IN A SULFURIC ACID PLANT WITH THE PINCH  
TECHNOLOGY METHOD USING AN ASPEN ENERGY  
ANALYZER**

**BASKORO DAVID BERLIAN**

NRP 10411910000013

**TESA ULIMA ZHAFIRA**

NRP 10411910000023

Advisor

**Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T.**

NIP 1990201911102

**Bachelor Of Applied Science Study Program Industrial Chemical Engineering  
Technology**

Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocational

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2023

## LEMBAR PENGESAHAN

### OPTIMASI PANAS PADA UNIT $SO_2$ *CONVERSION* DI PABRIK ASAM SULFAT DENGAN METODE *PINCH* *TECHNOLOGY* MENGGUNAKAN *ASPEN ENERGY* *ANALYZER*

#### TUGAS AKHIR

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
**Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)**  
Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri  
Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**Baskoro David Berlian**      NRP 10411910000013  
**Tesa Ulima Zhafira**      NRP 10411910000023

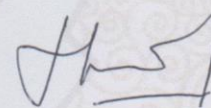
Disetujui Oleh:  
Pembimbing:

1. Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T.  
NPP 1990201911102



Penguji:

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.Sc.  
NIP 19580819 198503 2 003
2. Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.  
NIP 19830308 201012 2 007



Surabaya, 25 Juli 2023

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi

Dr. Eng. Ir. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.S.  
NIP 19841023 200912 2 009





# APPROVAL SHEET

## OPTIMIZATION OF HEAT IN THE SO<sub>2</sub> CONVERSION UNIT IN A SULFURIC ACID PLANT WITH THE PINCH TECHNOLOGY METHOD USING AN ASPEN ENERGY ANALYZER

### FINAL PROJECT

Submitted to fulfill one of the requirements for obtaining a degree

**Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)**

Undergraduate Study Program of Industrial Chemical Engineering  
Technology

Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocational Studies

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:

**Baskoro David Berlian**

**NRP 10411910000013**

**Tesa Ulma Zhafira**

**NRP 10411910000023**

Approved by:

Advisor:

1. Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T. .....  
NPP 1990201911102

Examiner:

2. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.Sc. .....  
NIP 19580819 198503 2 003
3. Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T. .....  
NIP 19830308 201012 2 007

Surabaya, 25 July 2023

Head of Industrial Chemical Engineering Department

Faculty of Vocational Studies – Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dr. Eng. Ir. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.Sc.

NIP 19841023 200912 2 009





## STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Name of Student / NRP : 1. Baskoro David Berlian NRP 10411910000013  
2. Tesa Ulima Zhafira NRP 10411910000023  
Department : Teknik Kimia Industri FV- ITS  
Advisor / NIP : Dr. Eng. Achmad Dwitama Karisma, ST, MT  
NPP. 1990201911102

hereby declare that the Final Project with the title of “**Optimization of Heat in The SO<sub>2</sub> Conversion Unit in A Sulfuric Acid Plant with The Pinch Technology Method Using An Aspen Energy Analyzer**” is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 25 July 2023

Student I



Baskoro David Berlian  
NRP 10411910000013

Student II



Tesa Ulima Zhafira  
NRP 10411910000023

Acknowledged,  
Advisor



Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, ST, MT  
NPP. 1990201911102

## ABSTRAK

### OPTIMASI PANAS PADA UNIT SO<sub>2</sub> *CONVERSION* DI PABRIK ASAM SULFAT DENGAN METODE *PINCH TECHNOLOGY* MENGGUNAKAN *ASPEN ENERGY ANALYZER*

**Nama Mahasiswa / NRP** : 1. Baskoro David Berlian NRP. 10411910000013  
2. Tesa Ulma Zhafira NRP. 10411910000023  
**Departemen** : Teknik Kimia Industri FV - ITS  
**Dosen Pembimbing** : Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T.

#### Abstrak

Pada proses produksi asam sulfat terdapat 5 tahapan proses dan salah satu tahapannya adalah proses SO<sub>2</sub> *conversion*. Proses ini terjadi dalam keadaan eksotermik karena aliran yang keluar dari reaktor nantinya akan menghasilkan panas setelah mengalami reaksi. Oleh karena itu, diperlukan upaya untuk menjaga suhu pada temperatur yang optimal. Optimasi panas merupakan salah satu upaya yang dapat dilakukan. Metode yang dapat digunakan adalah *pinch technology*, yaitu dengan cara mengintegrasikan aliran panas dan aliran dingin. Tujuan dari analisa optimasi ini adalah untuk mengetahui cara memaksimalkan penggunaan energi panas yang dihasilkan dari keadaan eksotermik pada proses SO<sub>2</sub> *conversion* serta mengetahui pengaruh metode *pinch technology* pada jaringan *heat exchanger* dalam mengoptimalkan panas pada proses SO<sub>2</sub> *conversion*. Tahapan yang dilakukan adalah mengidentifikasi aliran proses, kemudian mengolah data termodinamika aliran untuk menentukan nilai *pinch* dari diagram *cascade*. Kemudian, data termodinamika diolah dengan menggunakan *software aspen energy analyzer* V.10 untuk mendapatkan *grid diagram* pada kondisi *existing*, lalu menentukan solusi yang mencakup hasil dari *retrofit design* menurut dengan kondisi data termodinamika pada kondisi *existing*. Pengevaluasian yang telah dilakukan didapatkan bahwa kondisi *existing* terdapat *cross pinch*. Oleh karena itu, didapatkan suhu *pinch hot* dan *cold* sebesar 115 °C dan 105°C. Selain itu, hasil analisa yang telah dilakukan yaitu jumlah unit *Heat Exchanger* yang dapat digunakan untuk kondisi *existing* dan *retrofit design* adalah 5 unit, dengan 7 unit *shell* pada kondisi *existing* dan 11 unit *shell* pada kondisi *retrofit design*, area kondisi *existing* dan *retrofit design* sebesar 6383 m<sup>2</sup> dan 3272 m<sup>2</sup>, nilai *capital cost* untuk kondisi *existing* sebesar 2493 x 10<sup>6</sup> sedangkan untuk *retrofit design* sebesar 8794 x 10<sup>5</sup>, dan *total cost* untuk kondisi *existing* sebesar 0.2085, sedangkan untuk *retrofit design* sebesar 0.1469.

**Kata kunci:** *Asam Sulfat, Energi, Heat Exchanger Network, Pinch Technology, Optimasi*



## ABSTRACT

### OPTIMIZATION OF HEAT IN THE SO<sub>2</sub> CONVERSION UNIT IN A SULFURIC ACID PLANT WITH THE PINCH TECHNOLOGY METHOD USING AN ASPEN ENERGY ANALYZER

**Student Name / NRP** : 1. Baskoro David Berlian NRP. 10411910000013  
2. Tesa Ulma Zhafira NRP. 10411910000023  
**Department** : Teknik Kimia Industri FV - ITS  
**Advisor** : Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T.

#### Abstract

In the sulfuric acid production process, there are 5 stages of the process and one of the stages is the SO<sub>2</sub> conversion process. This process occurs in an exothermic state because the flow leaving the reactor will produce heat after experiencing the reaction. Because of that, efforts are needed to maintain the temperature at an optimal temperature. Heat optimization is one effort that can be applied. The method that can be used is pinch technology, by integrating hot flow and cold flow. The purpose of this optimization analysis is to find out how to maximize the use of heat energy resulting from exothermic conditions in the SO<sub>2</sub> conversion process and to know the effect of the pinch technology method on heat exchanger networks in optimizing heat in the SO<sub>2</sub> conversion process. The steps taken are the process of identifying the flow, then processing the thermodynamic data of the flow to determine the pinch value of the cascade diagram. After that, the thermodynamic data is processed using the Aspen energy analyzer V.10 software to obtain a grid diagram for the existing conditions, then determine a solution that includes the results of the retrofit design according to the thermodynamic data conditions for the existing conditions. The evaluation that has been carried out found that the existing condition has a cross pinch. Therefore, the pinch hot and cold temperatures are 115 °C and 105°C. In addition, the results of the analysis that has been carried out are the number of Heat Exchanger units that can be used for existing conditions and retrofit design is 5 units, with 7 shell units in existing conditions and 11 shell units in retrofit design conditions, the existing condition area and retrofit design are 6383 m<sup>2</sup> and 3272 m<sup>2</sup>, the value of capital cost for existing conditions is 2493 x 10<sup>6</sup> while for retrofit design is 8794 x 10<sup>5</sup>, and the total cost for existing conditions is 0.2085. while the retrofit design is 0.1469.

**Keywords:** *Energy, Heat Exchanger Network, Pinch Technology, Optimization, Sulphuric Acid*

## KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadirat Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Proyek Akhir kami yang berjudul “Optimasi Panas pada Unit  $SO^2$  Conversion di Pabrik Asam Sulfat dengan Metode *Pinch Technology* Menggunakan *Aspen Energy Analyzer*”

Laporan proyek akhir ini merupakan tahapan terakhir dari penyusunan proyek akhir yang merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan program studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Penulis menyadari bahwa dalam menyusun laporan proyek akhir ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah memberikan kami Rahmat, Hidayah-Nya serta memberikan kesabaran dan kekuatan yang tidak terduga kepada hamba-Nya
2. Kedua Orang Tua, dan Keluarga yang senantiasa telah mendoakan dan memberikan dukungan serta motivasi baik secara moril maupun materiil
3. Dr. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.Sc.. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
4. Dr. Eng. Ir. Achmad Dwitama Karisma, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing Proyek Akhir yang senantiasa membimbing dan membantu kami dalam penyusunan laporan ini.
5. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T. selaku Dosen Wali kami di Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
6. Segenap Dosen, staff dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
7. Rekan-rekan angkatan 2019 Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
8. Segenap mahasiswa Departemen Teknik Kimia Industri yang telah berjasa membantu proyek akhir kami.
9. Serta semua pihak yang telah membantu dan tidak dapat kami sebutkan satu persatu

Penulis menyadari bahwa laporan ini tidak luput dari berbagai kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat kami perlukan. Semoga laporan Proyek Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Surabaya, 24 Juli 2023

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	i
<b>APPROVAL SHEET</b> .....	ii
<b>PERNYATAAN ORISINAL</b> .....	iii
<b>STATEMENT OF ORIGINALITY</b> .....	iv
<b>ABSTRAK</b> .....	v
<b>ABSTRACT</b> .....	vi
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	viii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	ix
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	x
<b>DAFTAR SIMBOL</b> .....	xi
<b>BAB 1 PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	2
1.3 Tujuan .....	2
1.4 Manfaat .....	2
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	3
2.1 Proses Produksi Asam Sulfat .....	3
2.2 Proses <i>SO<sub>2</sub> Conversion</i> .....	3
2.3 <i>Heat Exchanger (HE)</i> .....	4
2.4 <i>Heat Exchanger Network</i> .....	5
2.5 <i>Pinch Technology</i> .....	5
2.6 Analisa Ekonomi .....	6
<b>BAB 3 URAIAN PROSES</b> .....	7
3.1 Identifikasi Permasalahan .....	7
3.2 Analisa Aliran dan Data Perhitungan Termodinamika .....	7
3.3 Pembuatan Diagram <i>Cascade</i> .....	8
3.4 Evaluasi <i>Grid Diagram</i> pada Kondisi <i>Existing</i> dan Solusi <i>Retrofit Design</i> pada unit <i>SO<sub>2</sub> Conversion</i> di Pabrik Asam Sulfat .....	9
<b>BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN</b> .....	10
4.1 Analisa Kondisi <i>Existing</i> .....	10
4.2 Analisa Hasil Retrofit Design .....	13
4.3 Analisa Ekonomi .....	15
<b>BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN</b> .....	17
5.1 Kesimpulan .....	17
5.2 Saran .....	17
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	18
<b>LAMPIRAN</b> .....	19
<b>BIODATA PENULIS 1</b> .....	94
<b>BIODATA PENULIS 2</b> .....	95



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1</b> Process Block Diagram Produksi Asam Sulfat.....	3
<b>Gambar 2. 2</b> Process Flow Diagram Unit SO <sub>2</sub> Conversion.....	3
<b>Gambar 2. 3</b> a) Kontak Langsung dan b) Kontak Tidak Langsung .....	4
<b>Gambar 2. 4</b> Composite curve untuk analisis pinch .....	6
<b>Gambar 3. 1</b> Diagram Alir Metodologi Penelitian.....	7
<b>Gambar 3. 2</b> Temperatur Interval.....	8
<b>Gambar 3. 3</b> Diagram Cascade .....	8
<b>Gambar 3. 4</b> Grid Diagram jaringan Heat Exchanger kondisi existing .....	9
<b>Gambar 4.1</b> Diagram Cascade .....	10
<b>Gambar 4. 2</b> Grafik perbandingan antara Capital Cost Index dan Total Cost Index dengan $\Delta T_{min}$ .....	11
<b>Gambar 4. 3</b> Grid Diagram jaringan Heat Exchanger kondisi existing .....	11
<b>Gambar 4. 4</b> Composite Curve.....	12
<b>Gambar 4. 5</b> Energy Target Berdasarkan Pinch Technology Menggunakan Software Aspen Energy Analyzer.....	12
<b>Gambar 4. 6</b> Matching Aliran dalam Jaringan (Diagram Grid) Setelah Retrofit Design .....	13
<b>Gambar 4. 7</b> Process Flow Diagram Unit SO <sub>2</sub> Conversion Setelah Retrofit Design.....	14

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 3. 1</b> Data Termodinamika Hot Stream .....	7
<b>Tabel 3. 2</b> Data Termodinamika Cold Stream .....	8
<b>Tabel 4.1</b> Data Termodinamika Hot Stream dan Cold Stream .....	10
<b>Tabel 4.2</b> Data Pinch Temperature .....	11
<b>3</b> Performa Data Jaringan Heat Exchanger Kondisi Exsisting .....	13
<b>Tabel 4. 4</b> Performa Data Jaringan Heat Exchanger Kondisi Exsisting .....	13
<b>Tabel 4. 5</b> Performa Data Jaringan Heat Exchanger Setelah Retrofit Design .....	14
<b>Tabel 4. 6</b> Perbandingan Hasil Optimasi Kondisi Existing dengan Retrofit Design .....	15
<b>Tabel 4. 7</b> Efisiensi Heat Exchanger Network.....	15
<b>Tabel 4. 8</b> Data Ekonomi Heat Exchanger Kondisi Existing.....	16
<b>Tabel 4. 9</b> Data Ekonomi Heat Exchanger Kondisi Retrofit Design .....	16
<b>Tabel 4.10</b> Perbandingan Penggunaan Air Pendingin pada Kondisi Existing dan Retrofit Design.....	16

## DAFTAR SIMBOL

NO	NOTASI	SATUAN	KETERANGAN
1	V	L	Volume
2	m	g	Massa
3	t	Jam	Waktu
4	T	K	Temperatur
5	Tref	K	Temperatur <i>Reference</i>
6	$\Delta T$	K	Perubahan Temperatur
7	H	kJ	<i>Enthalpy</i>
8	$\Delta H$	kJ	Perubahan <i>Enthalpy</i>
9	Cp	kJ/kgK	<i>Heat Capacity</i>
10	Q	kJ	Energi
11	$\rho$	Kg/L	Densitas
12	x	-	Fraksi Massa
13	BM	gr/mr	Berat Molekul
14	P	Bar	Tekanan
15	Ch	kJ/K	Kapasitas Kalor Fluida Panas
16	Cw	kJ/K	Kapasitas Kalor Fluida Dingin
17	$\Delta T_{lm}$	K	<i>Log Mean Temperature Difference</i>
18	R	-	Rasio Perpindahan Panas
19	NTU	K	<i>Number of Transfer Units</i>
20	Cr	kJ/K	Rasio Kapasitas Kalor
21	E	%	Efisiensi
22	A	m <sup>2</sup>	Luas Permukaan
23	P	m	Panjang Pelat
24	L	m	Lebar Pelat
25	X	m	Diameter Pelat
26	Ce	Rp	Biaya Instalasi
27	i	%	Suku Bunga



# BAB 1 PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ), sebelumnya dikenal sebagai minyak vitriol, merupakan salah satu senyawa kimia anorganik yang populer karena sifatnya yang sangat korosif. Namun, asam sulfat adalah salah satu senyawa kimia penting dalam sejarah dan menjadi senyawa penting dalam berbagai jenis reaksi yang bertindak sebagai bahan baku yang digunakan dalam berbagai proses industri (Kumar *et al.*, 2015) atau sebagai katalis, memungkinkan laju reaksi yang lebih cepat (Kobayashi *et al.*, 2013). Hal ini menyebabkan tingginya permintaan asam sulfat yang diproduksi dalam produksi pupuk, industri pencucian logam, produksi pigmen (pewarna), kertas produksi, dan penyulingan minyak bumi (Ferdous *et al.*, 2013). Oleh karena itu, Pabrik asam sulfat marak didirikan di berbagai negara, salah satunya Indonesia.

Pada pabrik asam sulfat, terdapat 5 tahapan proses di dalamnya. Adapaun 5 tahapan proses yang terdapat pada pabrik asam sulfat adalah *sulphur handling*, *SO<sub>2</sub> generation*, *SO<sub>2</sub> conversion*, *SO<sub>3</sub> Absorption* dan *Air Drying*. Setiap proses yang terjadi pada pabrik asam sulfat membutuhkan panas dan menghasilkan panas yang besar, karena beberapa kondisi operasi dengan temperatur tinggi dan beberapa kondisi operasi yang lain perlu didinginkan untuk menyesuaikan dengan kondisi operasi dengan temperatur rendah. Pada unit proses *SO<sub>2</sub> conversion*, proses yang terjadi dalam keadaan eksotermik karena aliran yang keluar dari reaktor menghasilkan panas setelah mengalami reaksi di dalam reaktor. Karena itu, diperlukan upaya untuk menjaga suhu pada temperatur yang optimal. *Process integration* direkomendasikan untuk diterapkan karena memiliki prinsip yang sama dengan *exergy analysys* (Shabgard *et al.*, 2019). Menurut Acton (2021), *Process integration* pabrik asam sulfat dapat beracuan pada pemasangan *economizers*. Istilah *economizer* berasal dari kata “*to economize*”, yaitu hasil upaya pemulihan energi dengan memanfaatkan entalpi dari aliran panas untuk memanaskan aliran dingin ke suhu yang diinginkan. Dalam produksi asam sulfat, *economizer* dapat dipasang pada keluaran konverter sebelum masuk ke proses selanjutnya. Selain itu, pembangkit listrik memanfaatkan kelebihan panas untuk mengubah air umpan dingin menjadi *steam*, yang kemudian digunakan untuk menggerakkan generator pada pembangkit listrik (Kemmerich, 2016).

*Heat Integration* merupakan metode yang digunakan untuk meningkatkan efisiensi energi pada rangkaian proses yaitu dengan memanfaatkan potensi energi dari unit proses lainnya. Pemanfaatan potensi energi dari unit proses lainnya dapat dilakukan dengan pemasangan jaringan alat penukar panas *Heat Exchanger Network (HEN)*, yaitu suatu cara pemanfaatan panas yang tersedia dalam suatu proses dengan pertukaran antara aliran panas dan aliran dingin, sehingga dapat menghemat penggunaan utilitas baik berupa steam maupun air pendingin, dan biaya produksi dapat diminimalkan (Ramadhanti *et al.*, 2015). Dalam pemanfaatan energi thermal yang terbuang pada *heat exchanger* digunakan suatu teknologi yaitu *pinch technology*, metode *pinch technology* adalah suatu metode yang didasarkan pada prinsip termodinamika untuk pemanfaatan energi thermal yang terbuang pada proses. *pinch technology* digunakan untuk merancang jaringan alat penukar panas dengan mengintegrasikan *hot stream* dengan *cold stream*. Berdasarkan pemulihan energi maksimum dan penargetan biaya, perbedaan suhu minimum aliran panas dan dingin diasumsikan  $10^{\circ}C$  dengan diharapkan metode *process integration* ini dapat memberikan efisiensi energi keseluruhan yang lebih tinggi dari sebelumnya (Smith, 2015). Tujuan dari analisa optimasi ini adalah untuk mengetahui cara memaksimalkan penggunaan energi panas yang dihasilkan dari keadaan eksotermik pada proses *SO<sub>2</sub> conversion*. dan untuk mengetahui pengaruh metode *pinch technology* pada jaringan *heat exchanger* dalam megoptimalkan panas pada proses *SO<sub>2</sub> conversion* di pabrik asam sulfat.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang dilakukannya optimasi panas pada unit  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat dengan metode *pinch technology* menggunakan *aspen energy analyzer*, didapatkan rumusan masalah yakni:

1. Bagaimana cara memaksimalkan penggunaan energi panas yang dihasilkan dari keadaan eksotermik pada proses  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat?
2. Bagaimana pengaruh metode *pinch technology* pada jaringan *heat exchanger* dalam megoptimalkan panas pada proses  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat?

## 1.3 Tujuan

Tujuan dilakukannya optimasi panas pada unit  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat dengan metode *pinch technology* menggunakan *aspen energy analyzer* yakni:

1. Mengetahui cara memaksimalkan penggunaan energi panas yang dihasilkan dari keadaan eksotermik pada proses  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat?
2. Mengetahui pengaruh metode *pinch technology* pada jaringan *heat exchanger* dalam megoptimalkan panas pada proses  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat?

## 1.4 Manfaat

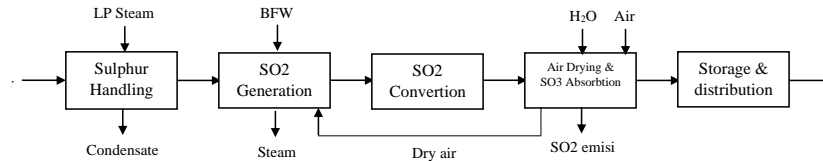
Manfaat dilakukannya optimasi panas pada unit  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat dengan metode *pinch technology* menggunakan *aspen energy analyzer* yakni:

1. Memberi informasi kepada pihak yang terkait dan pembaca tentang optimasi panas pada unit  $\text{SO}_2$  conversion di pabrik asam sulfat agar kondisi operasi dan penggunaan energi berjalan dengan optimal .
2. Mengatasi permasalahan yang harus dihadapi oleh pabrik produksi asam sulfat terkait proses  $\text{SO}_2$  conversion.
3. Memberi informasi pada pembaca tentang metode *pinch technology* dengan menggunakan *aspen energy analyzer* dan pengaruhnya pada jaringan *heat exchanger*.

## BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Proses Produksi Asam Sulfat

Pada serangkaian proses produksi asam sulfat menggunakan proses *Double Contact and Double Absorption* (DCDA) menggunakan *multitube reactor* sebanyak 4 bed dan katalis katalis  $V_2O_5$  (*Vanadium Pentaoksida*). Tahapan pada proses produksi asam sulfat dimulai dari unit *sulphur handling*, unit *SO<sub>2</sub> generation*, unit *SO<sub>2</sub> conversion*, unit *drying air & SO<sub>3</sub> absorber*, dan yang terakhir adalah unit *storage & distribution*. Berikut adalah *process block diagram* produksi asam sulfat:



**Gambar 2. 1** *Process Block Diagram* Produksi Asam Sulfat

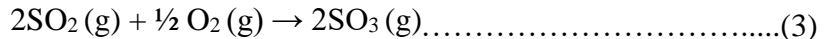
Tahap pertama pada proses produksi asam sulfat dimulai dari unit *sulphur handling* dimana bahan baku belerang (sulfur) padat dari *sulphur storage* akan dicairkan menggunakan *steam coil* pada *sulphur melter*:



Unit kedua adalah *SO<sub>2</sub> generation* yakni bahan baku sulfur cair ditambahkan dengan *dry air* yang nantinya akan dilakukan pembakaran pada *furnace* untuk menghasilkan gas *SO<sub>2</sub>* dan menghasilkan reaksi sebagai berikut :



Selanjutnya adalah unit *SO<sub>2</sub> conversion* yang nantinya akan menghasilkan *SO<sub>3</sub> (g)* di *reactor converter* dibantu oleh  $V_2O_5$  sebagai katalis untuk mempercepat reaksi dengan proses reaksi yang terjadi adalah :

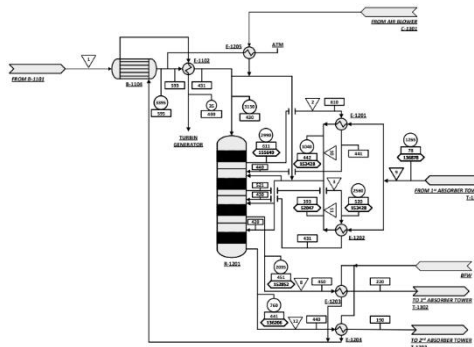


Tahap terakhir adalah unit *drying air & SO<sub>3</sub> absorber* pada *drying tower* dan absorber tower yang nantinya produk akan menuju unit *storage & distribusikan*. Proses reaksi yang terjadi adalah:



### 2.2 Proses SO<sub>2</sub> Conversion

Unit *SO<sub>2</sub> Conversion* memiliki alat utama berupa reaktor *converter* dengan spesifikasi terdiri dari 4 *Bed*. Prinsip kerja *SO<sub>2</sub> Conversion* yaitu *SO<sub>2</sub>* akan bereaksi dengan  $\frac{1}{2} O_2$  dengan bantuan katalis vanadium pentaoksida ( $V_2O_5$ ) untuk membentuk produk *SO<sub>3</sub>* pada setiap *bed*. proses yang terjadi dapat dilihat pada *process flow digram* berikut:



**Gambar 2. 2** *Process Flow Digram* Unit *SO<sub>2</sub> Conversion*



Pada setiap *bed* nya terdapat reaksi eksotermik dan *reversible*, sehingga aliran keluar lebih panas daripada aliran masuk, dan menyebabkan banyak kalor yang dihasilkan. Karena itu, diperlukan alat penukar panas, yaitu *heat exchanger*.

### 2.3 Heat Exchanger (HE)

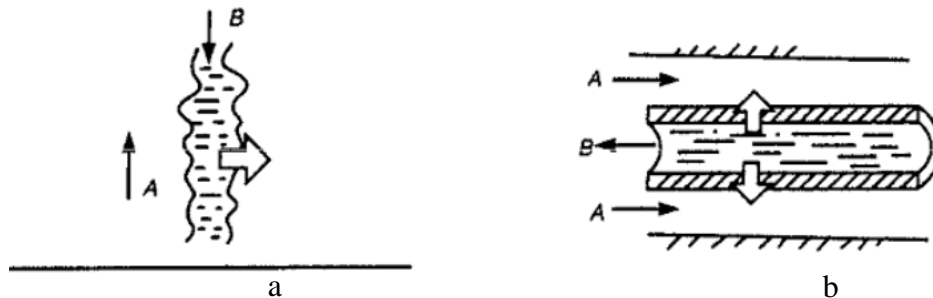
*Heat exchanger* adalah suatu alat yang dimana terjadi aliran perpindahan panas diantara dua fluida atau lebih pada temperatur yang berbeda, dimana fluida tersebut keduanya mengalir didalam sistem (Sudrajat, 2017). *Heat exchanger* (alat penukar panas) merupakan alat yang digunakan untuk melakukan proses pencampuran suatu fluida yang mempunyai temperatur berbeda. *Heat exchanger* banyak diterapkan pada proses industri susu, obat-obatan, dan lain-lain. Dalam proses ini yang diharapkan adalah bahwa antara fluida yang sudah berada pada suatu tangki jika dicampurkan dengan masukan fluida yang baru, maka fluida total di dalam tangki harus secepatnya mencapai suatu temperatur yang diinginkan (Syahputra, 2015). Beberapa klasifikasi Heat exchanger, beberapa diantaranya adalah :

#### 1. Proses Perpindahan Panas :

- a. Tipe kontak langsung
- b. Tipe kontak tidak langsung

Proses perpindahan panas langsung dimana fluida yang panas akan bercampur secara langsung dengan fluida dingin (tanpa adanya pemisah) dalam suatu bejana atau ruangan tertentu. Contoh : jet condenser, desuperheater, dsb.

Proses perpindahan panas tidak langsung dimana fluida panas tidak berhubungan langsung dengan fluida dingin, (melainkan melalui perantara, tube, pelat dsb). Contoh : Condenser, Superheater, Economiser, Air preheater dsb.



Gambar 2. 3 a) Kontak Langsung dan b) Kontak Tidak Langsung  
Sumber: (Syahputra, 2015)

#### 2. Jumlah Fluida yang Mengalir :

- Dua Jenis Fluida
- Tiga Jenis Fluida
- N- Jenis Fluida (N = lebih dari tiga jenis fluida)

#### 3. Konstruksinya

- Konstruksi Tubular (Shell & Tube)
- Konstruksi tipe pelat (PHE, dll)
- Konstruksi dengan Luas permukaan diperluas (extended surface)

#### 4. Kompaknya Permukaan

- Tipe Penukar Kalor yang Kompak  
(Densitas luas permukaannya  $> 700 \text{ m}^2 / \text{m}^3$ )
- Tipe Penukar Kalor yang tidak Kompak  
(Densitas luas permukaannya  $< 700 \text{ m}^2 / \text{m}^3$ )

## 5. Pengaturan Aliran

- Aliran dengan satu pass (single pass)
  - Aliran berlawanan (*counter-flow*)
  - Aliran sejajar (*parallel-flow*)
  - Aliran melintang
  - Aliran *Split*
  - Aliran yang dibagi (*divided*)
- Aliran *multipass*
  - Permukaan yang diperbesar (*Extended Surface*)
  - Aliran *counter* menyilang
  - Aliran *parallel* menyilang
  - Aliran *compound*
- *Shell & tube*
  - Aliran parallel yang berlawanan (*M pass* pada *shell* & *N pass* pada *tube*)
  - Aliran *split*
  - Aliran dibagi (*devided*)
- *Multipass plat*
  - N-paralel plat *multipass*

### 2.4 Heat Exchanger Network

*Heat Exchanger Network* (HEN) merupakan suatu pemanfaatan panas yang tersedia di dalam proses dengan pertukaran antara aliran panas (sebagai sumber panas) dan aliran dingin (sebagai sumber dingin) semaksimal mungkin atau penggunaan energi eksternal seminimal mungkin (Ramadhanti et al., 2015). Analisa jaringan dibutuhkan ketika ada perubahan di salah satu/ beberapa jalur dalam jaringan penukar panas. Upaya yang tepat yaitu melakukan integrasi proses dalam penggunaan energi yang efisien, sehingga didapatkan *Maximum Energy Recovery* (MER) dengan *pinch technology* (Febriana and Widodo, 2019).

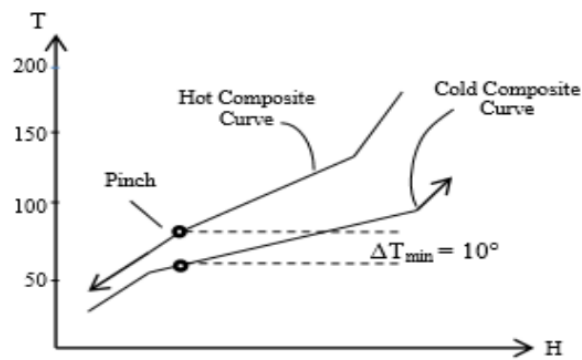
Pada kondisi *existing* di suatu kondisi operasi biasanya terdapat *cross pinch* yang menunjukkan bahwa jaringan *heat exchanger* dapat megngoptimalkan panas dengan menggunakan *retrofit design*, Jaringan *heat exchanger retrofit* dapat berperan dalam meningkatkan efisiensi energi lebih baik terhadap proses operasi. Efisiensi heat recovery dalam mengurangi penggunaan bahan bakar, menghemat utilitas dan mengurangi emisi. Metode retrofit design *Heat Exchanger Network* berdasarkan analisa pinch (Lai et al., 2018).

*Heat exchanger Netwok* semaksimal mungkin hasil sintesis mendekati nilai *Maximum Energy Recovery* (MER) target. Perancangan terdiri dari perhitungan *Maximum Energy Recovery* (MER) yang berfungsi untuk menentukan minimal kebutuhan utilitas dan merancang sistem jaringan penukar panas. Metode yang digunakan untuk menentukan utilitas minimum yaitu dengan menggunakan *pinch temperature* berdasarkan interval suhu aliran dengan pendekatan suhu minimum dalam *heat exchanger* (Ramadhanti et al., 2015).

### 2.5 Pinch Technology

Teknologi *pinch* dibangun atas dasar hukum-hukum termodinamika perpindahan panas. Teknologi ini didominasi oleh metode perancangan jaringan penukar panas (*Heat Exchanger Network* atau *HEN*) yang memberikan penghematan biaya energi optimum. Kemudahan dan unjuk kerjanya yang baik membuat teknologi ini banyak digunakan sebagai metode standar dalam melakukan perancangan dan analisa sistem proses (Muhamad, 2018).

*Pinch Technology* merupakan metodologi analisis energi berbasis hukum pertama termodinamika. *Pinch Technology* dikenalkan oleh Linnhoff (2018) utnuk menghemat pemakaian energi dalam unit proses dan pabrik.



**Gambar 2.4** Composite curve untuk analisis pinch  
Sumber: (Linnhoff, 2018)

*Pinch Technology* adalah teknik integrasi panas yang membutuhkan penyusunan plot suhu terhadap panas yang ditransfer dalam suatu sistem. Aliran fluida panas (fluida yang akan didinginkan) dan aliran fluida dingin (fluida yang akan dipanaskan) dari suatu sistem. Teknik ini digambarkan dalam *composite curve* yang berisi dua kurva yang terpisah. Istilah *pinch* didapat dari penyempitan kedua kurva yang ada dalam grafik sebagaimana ditunjukkan di **Gambar 2.4**.

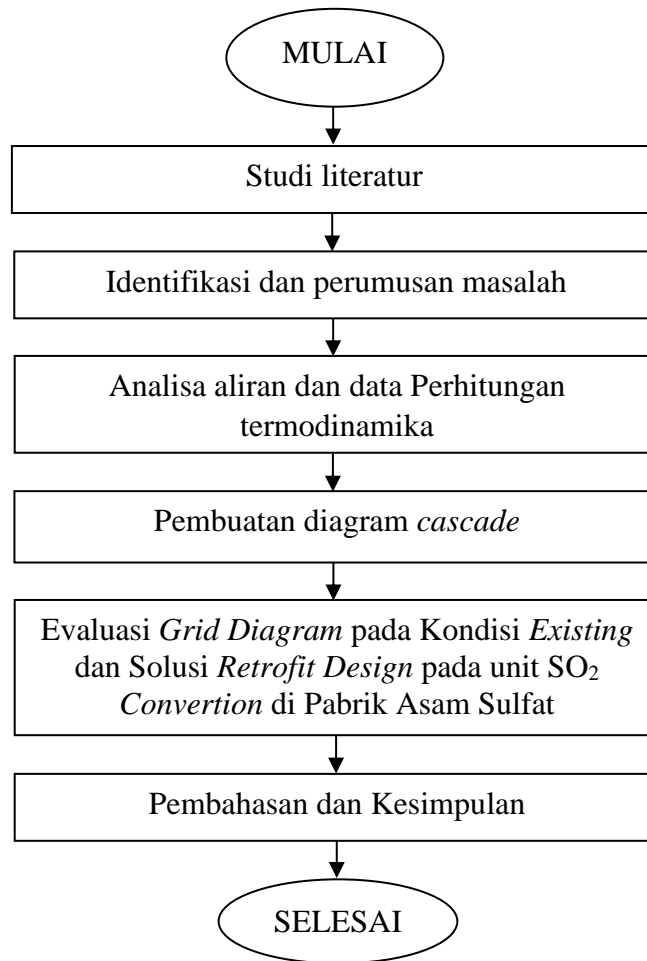
Tahapan pertama adalah melakukan ekstraksi data neraca massa dan panas dari *flowsheet* menjadi data *pinch*. Data *pinch* meliputi data termal dan informasi biaya yang dibutuhkan terkait aplikasi *pinch*. Ekstraksi data *flowsheet* ini berguna untuk menyusun data termal yang berguna untuk menentukan *hot stream* dan *cold stream*. Data *hot stream* merupakan data aliran fluida yang membutuhkan pendinginan (*heat sources*) sedangkan *cold stream* adalah aliran yang membutuhkan panas (*heat sink*). Data aliran fluida panas dan aliran fluida dingin yang telah disusun selanjutnya digambarkan dalam bentuk *composite curve* hubungan suhu-entalpi (TH) yang digambarkan dalam bentuk grafik menunjukkan panas tersedia dalam proses (*hot composite curve*) dan panas yang dibutuhkan dalam proses (*cold composite curve*). Tahap kedua merupakan analisis yang meliputi penentuan target energi, optimasi antara biaya *capital* dan energi, penentuan modifikasi proses, penentuan tingkat utilitas dan penempatan *heat engine* dan *heat pump*. *Composite curve* yang terdiri dari *hot* dan *cold composite curve* memberikan gambar aliran berlawanan arah dan dapat digunakan untuk menentukan target energi minimum untuk proses tersebut. Target energi minimum ditentukan dengan menentukan selisih suhu minimum atau *pinch* ( $\Delta T_{min}$ ) untuk kedua grafik untuk *hot* dan *cold composite curve*. **Gambar 2.4** merupakan contoh *hot* dan *cold composite curve*. Grafik dengan garis putus – putus merupakan grafik awal dimana selisih suhu antara kedua grafik masih diatas 10°C.  $\Delta T_{min}$  untuk proses kimia biasanya dipilih 10°C, sehingga untuk mendapatkan  $\Delta T_{min}$  10°C maka dilakukan dengan menggeser secara horizontal ke kiri untuk *cold composite curve* sehingga diperoleh *composite curve* yang terbaru dengan  $\Delta T_{min}$  10°C.

## 2.6 Analisa Ekonomi

Suatu pabrik harus dievaluasi kelayakan berdirinya dan tingkat pendapatannya sehingga perlu dilakukan analisa perhitungan secara teknik. Selanjutnya, perlu juga dilakukan analisa terhadap aspek ekonomi dan pembiayaannya. Hasil analisa tersebut diharapkan berbagai kebijaksanaan dapat diambil untuk pengarahannya secara tepat.

Menurut Novitasari, dkk (2012), berbagai parameter ekonomi digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi. Parameter-parameter tersebut antara lain Penghematan (*Cost Savings*) dan Keuntungan (*Profit*).

## BAB 3 URAIAN PROSES



**Gambar 3. 1** Diagram Alir Metodologi Penelitian

### 3.1 Identifikasi Permasalahan

Untuk mencapai efisiensi dan optimasi proses, penting untuk memahami kondisi eksisting dan melakukan penyesuaian yang diperlukan (modifikasi) sesuai dengan permasalahan yang terdapat pada industri.

### 3.2 Analisa Aliran dan Data Perhitungan Termodinamika

Adapun data termodinamika pada unit  $\text{SO}_2$  Conversion pada Pabrik Asam Sulfat dapat dilihat pada **Tabel 3.1** dan **Tabel 3.2**

**Tabel 3. 1** Data Termodinamika *Hot Stream*

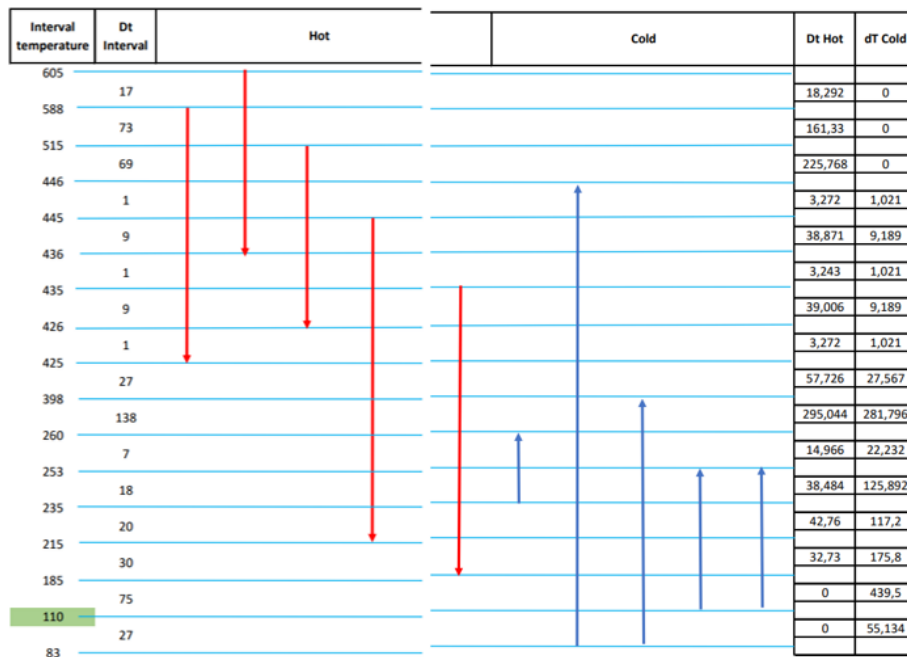
Stream	Tipe	Ts (°C)	Tt (°C)	CP kJ/kg. °C	m (kg/jam)	H (kj)
<i>Stream 1</i>	<i>Hot</i>	593	430	1,134	101021,62	18673038,28
<i>Stream 2</i>	<i>Hot</i>	610	441	1,076	194778,51	35419303,37
<i>Stream 3</i>	<i>Hot</i>	520	431	1,062	194778,51	18410075,21
<i>Stream 4</i>	<i>Hot</i>	450	220	1,047	194778,51	46904612,99
<i>Stream 5</i>	<i>Hot</i>	440	190	1,091	142860,83	38965291,38

Tabel 3. 2 Data Termodinamika Cold Stream

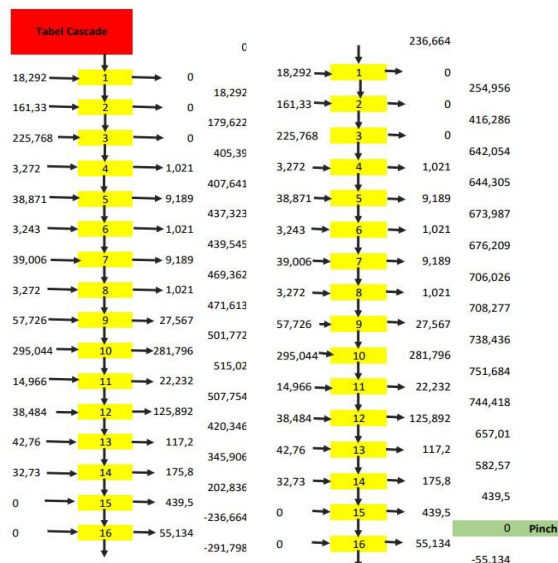
Stream	Tipe	Ts (°C)	Tt (°C)	CP kJ/kg. °C	m (kg/jam)	H (kj)
Stream 1	Cold	230	255	1,134	101.021,62	-2863962,93
Stream 2	Cold	78	441	1,021	85716,5	-31768506,4
Stream 3	Cold	78	393	1,021	57144,33	-18378473,7
Stream 4	Cold	105	248	1,909	30091,52	-8214593,77
Stream 5	Cold	105	248	1,909	63605,98	-17363605,7

### 3.3 Pembuatan Diagram Cascade

Diagram Cascade dibuat untuk membantu menemukan nilai *pinch temperature*. Diagram *cascade* diperoleh dengan mencari suhu interval terlebih dahulu kemudian nilai *pinch* ditambahkan pada aliran panas serta dikurang pada aliran dingin, kemudian dibagi dt min 10°C.



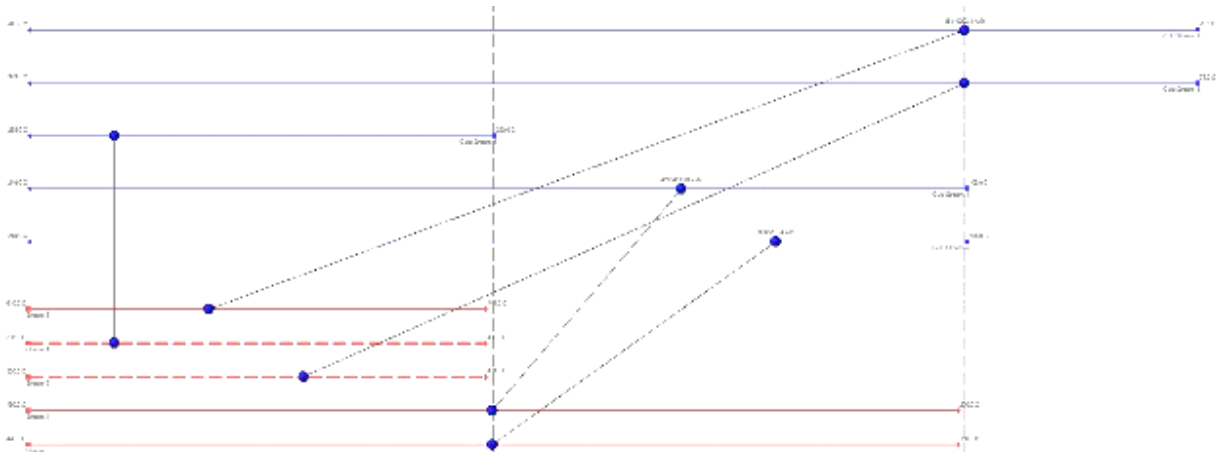
Gambar 3. 2 Temperatur Interval



Gambar 3. 3 Diagram Cascade

### 3.4 Evaluasi *Grid Diagram* pada Kondisi *Existing* dan Solusi *Retrofit Design* pada unit $\text{SO}_2$ Conversion di Pabrik Asam Sulfat

Berdasarkan data termodinamika dan diagram *cascade* yang telah dianalisa, data tersebut akan diolah menggunakan *software Aspen Energy Analyzer* untuk mendapatkan *grid diagram* pada kondisi *existing*. Hasil *grid diagram* pada kondisi *existing* yang didapatkan dari simulasi *software Aspen Energy Analyzer* dapat dilihat pada **Gambar 3.4**.



**Gambar 3.4** *Grid Diagram* jaringan *Heat Exchanger* kondisi *existing*

Berdasarkan **Gambar 3.4** menunjukkan bahwa terdapat *cross pinch* pada *grid diagram* kondisi *existing*. Apabila ditemukan adanya *cross pinch* pada *grid diagram* kondisi *existing*, maka solusi *retrofit design* dapat diterapkan pada *process flow diagram* kondisi *existing*. Adapun *retrofit design* dapat dilihat dari hasil analisa simulasi pada *software Aspen Energy Analyzer*. Pada *software* tersebut, terdapat alternatif desain berdasarkan data termodinamika aliran yang telah dimasukkan, sehingga salah satu alternatif desain tersebut dapat digunakan untuk meningkatkan efisiensi ataupun mengoptimalkan penggunaan energi.



## BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

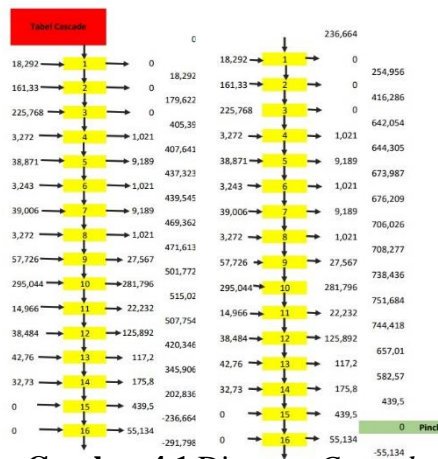
### 4.1 Analisa Kondisi Existing

Pada pabrik asam sulfat terdapat 5 tahapan proses, yaitu *Sulphur Melter*, *SO<sub>2</sub> Generation*, *SO<sub>2</sub> Conversion*, *SO<sub>3</sub> Absorption*, serta *drying air*. Pada Tahap *SO<sub>2</sub> Conversion* diperlukan optimasi dalam pemanfaatan energi thermal yang terbuang. Dalam mengoptimasi pemanfaatan energi thermal yang terbuang dapat dilakukan optimasi jaringan *heat exchanger*. Optimasi jaringan *heat exchanger* dapat menggunakan metode *pinch technology*. Pada Tahap *SO<sub>2</sub> Conversion*, Terdapat 5 *stream* proses dan 5 *stream* utilitas. Adapun data termodinamika *stream* tersebut dapat dilihat pada **Tabel 4.1**.

**Tabel 4.1** Data Termodinamika *Hot Stream* dan *Cold Stream*

<i>Stream</i>	Type	$T_s$ (°C)	$T_t$ (°C)	CP (kJ/kg. °C)	m (kg/jam)	H (kJ)
1	Hot	593	430	1,134	101021,62	18673038,28
2	Hot	610	441	1,076	194778,51	35419303,37
3	Hot	520	431	1,062	194778,51	18410075,21
4	Hot	450	220	1,047	194778,51	46904612,99
5	Hot	440	190	1,091	142860,83	38965291,38
1	Cold	230	255	1,134	101.021,62	-2863962,93
2	Cold	78	441	1,021	85716,5	-31768506,4
3	Cold	78	393	1,021	57144,33	-18378473,7
4	Cold	105	248	1,909	30091,52	-8214593,77
5	Cold	105	248	1,909	63605,98	-17363605,7

Berdasarkan data termodinamika dari *stream* proses dan *stream* utilitas, Langkah berikutnya adalah membuat diagram *cascade* untuk mencari suhu *pinch*. Dalam pembuatan diagram *cascade*, Langkah-langkah yang dilakukan adalah membuat tabel *shifted temperature*, di mana suhu ditambah  $\Delta T_{\min}/2$  pada aliran fluida dingin dan suhu operasi pada aliran fluida panas dikurangi  $\Delta T_{\min}/2$ .  $\Delta T_{\min}$  optimum yang dipilih adalah 10°C, karena setelah diterapkan dalam *software*, tercapai status *cooling* dan *heating sufficient*. Kemudian menentukan daerah *stream* dan temperatur intervals dengan membagi daerah sesuai suhu fluida proses dan disusun berurutan sesuai suhu interval serta membuat tabel interval suhu dan heat loads pada *streams* di mana terdapat kesetimbangan entalpi setiap daerah yang telah ditentukan. Diagram *cascade* didapatkan dapat dilihat pada **Gambar 4.1**.



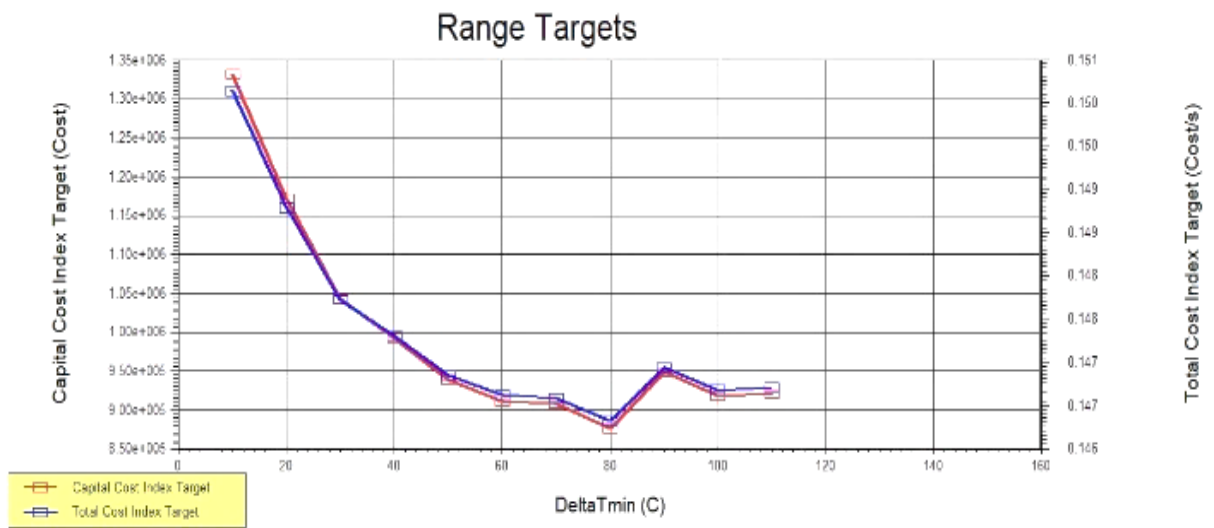
**Gambar 4.1** Diagram *Cascade*

Berdasarkan diagram *cascade* yang telah dibuat, didapatkan *range pinch* temperature panas 115 °C dan temperature dingin 105°C. Perhitungan tersebut juga sesuai dengan hasil simulasi di *software aspen energy analyzer* yaitu didapatkan *range pinch* temperatur panas 115 °C dan temperature dingin 105°C. Data *pinch temperature* dapat dilihat pada **Tabel 4.2**.

**Tabel 4.2** Data *Pinch Temperature*

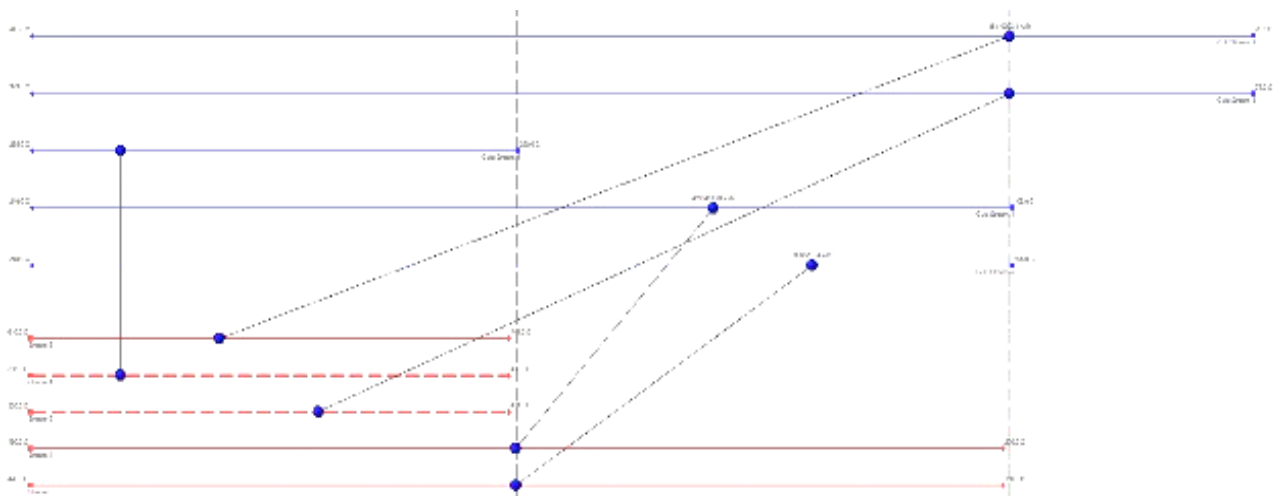
Diagram Cascade		Aspen Energy Analyzer	
Temperatur Panas (°C)	115	Temperatur Panas (°C)	115
Temperatur Dingin (°C)	105	Temperatur Dingin (°C)	105

*Pinch* temperature dan  $\Delta T_{min}$  tersebut dapat digunakan untuk melihat grafik *range targets* yang merupakan perbandingan antara *Capital Cost Index* dan *Total Cost Index* dengan  $\Delta T_{min}$ . Grafik *range target* dapat dilihat di **Gambar 4.2**.



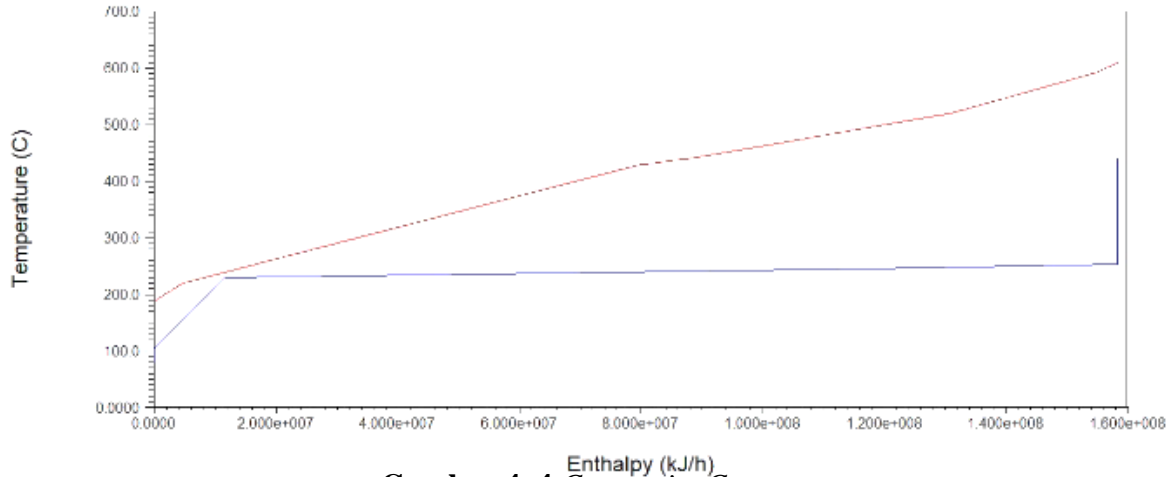
**Gambar 4. 2** Grafik perbandingan antara *Capital Cost Index* dan *Total Cost Index* dengan  $\Delta T_{min}$

Langkah berikutnya, setelah memasukkan data termodinamika pada *aspen energy analyzer*, adalah memasang aliran fluida panas dan fluida dingin untuk *matching* aliran dalam jaringan *heat exchanger*. *Matching* aliran kondisi *existing* dapat dilihat pada *grid diagram* pada **Gambar 4.3**.



**Gambar 4. 3** *Grid Diagram* jaringan *Heat Exchanger* kondisi *existing*

Selain *grid diagram*, analisis dari jaringan *heat exchanger* menetapkan target (kebutuhan energi eksternal, kebutuhan luasan *heat exchanger*, jumlah desain *heat exchanger*, dan target biaya) [6]. Target dihasilkan berdasarkan pada *composite curves* dan pendekatan *beda suhu minimum*,  $\Delta T_{\min}$ . Opsi *range targeting* pada *software* digunakan untuk menetapkan pendekatan *beda suhu minimum*  $\Delta T_{\min}$  pada desain. Pendekatan ini menghasilkan kesetimbangan antara *capital cost* dengan *operating cost*. *Composite curves* ditunjukkan pada **Gambar 4.4**.



**Gambar 4.4** *Composite Curve*

*Composite Curve* adalah kurva antara suhu dengan entalpi. Kurva ini terdiri dari suhu pada sumbu ordinat dan entalpi pada sumbu absis. Profil kurva ini menggambarkan panas yang ada di dalam proses ( $Q_h$ ) dan panas yang diperlukan pada proses ( $Q_c$ ). Untuk memahami prinsip *pinch* itu sendiri, maka ada hal yang perlu diperhatikan yaitu pembagian sistem oleh titik *pinch*, *composite curve*, dan jumlah minimum *heat exchanger*.

Target energi minimum untuk proses dihitung menggunakan *composite curves* adalah *heating* sebesar 0 kJ/h dikarenakan kebutuhan panas pada proses sudah terpenuhi. Sedangkan kebutuhan *cooling* sebesar  $1584 \times 10^8$  kJ/h dengan target luasan untuk *shell and tube heat exchanger* sebesar 5099 m<sup>2</sup>. Perhitungan menunjukkan diperlukan 6 unit untuk mendesain jaringan *heat exchanger* yang optimum. *Energy target* berdasarkan *pinch technology* yang didapatkan dari *software aspen energy analyzer* dapat dilihat pada **Gambar 4.5**.

Energy Targets		Area Targets	
Heating [kJ/h]	0.0000	Counter Current [m <sup>2</sup> ]	4849
Cooling [kJ/h]	1.584e+008	1-2 Shell & Tube [m <sup>2</sup> ]	5099
Number of Units Targets		Cost Index Targets	
Total Minimum	6	Capital [Cost]	1.342e+006
Minimum for MER	9	Operating [Cost/s]	0.1395
Shells	13	Total Annual [Cost/s]	0.1507

**Gambar 4.5** *Energy Target* Berdasarkan *Pinch Technology* Menggunakan *Software Aspen Energy Analyzer*

Performa jaringan *heat exchanger* dievaluasi berdasarkan *energy target* pada **Gambar 4.5** yang menunjukkan bahwa kondisi tersebut merupakan kondisi yang ideal dari data termodinamika aliran proses dan utilitas yang telah dimasukkan. Berdasarkan data yang didapatkan, dapat diketahui bahwa kondisi *existing* tidak sesuai dengan data yang didapatkan dari *Software Aspen Energy Analyzer*. Perbandingan target dengan performa jaringan *heat exchanger* dalam kondisi *existing* ditunjukkan pada **Tabel 4.3**

**Tabel 4.3** Performa Data Jaringan Heat Exchanger Kondisi Existing

<i>Network Performance</i>		
<b>Parameter</b>	<b>Existing</b>	<b>Target</b>
<i>Heating Value</i> (kJ/h)	0	0
<i>Cooling Value</i> (kJ/h)	1584 x 10 <sup>8</sup>	1584 x 10 <sup>8</sup>
<i>Number of Units</i>	5	6
<i>Number of Shells</i>	7	13
<i>Total Area</i>	6383	5099
<i>Operating</i> (cost/s)	0.1240	0.1395
<i>Capital</i> (cost/s)	2,493 x 10 <sup>6</sup>	1,342 x 10 <sup>6</sup>

Berdasarkan **Tabel 4.3**, nilai dari *heating* sebesar 0 kJ/h dan nilai dari *cooling* sebesar 1584 x 10<sup>8</sup> kJ/h. Hal tersebut dikarenakan aliran utilitas yang tersedia adalah berperan sebagai pendingin, sehingga tidak terdapat aliran utilitas yang berperan sebagai pemanas. Selain itu, kondisi *existing* menunjukkan adanya *cross pinch*, sehingga dampak *cross pinch* adalah peningkatan *heat duty* dari *utilities* pemanas dan pendinginan (Febriana *et al.*, 2019). Pada **Tabel 4.4**, terdapat kapasitas *cross pinch*, sehingga menunjukkan peningkatan *heat duty* dari *utilities* pemanas dan pendinginan. Berdasarkan analisa, terdapat 4 *cross pinch* pada kondisi *existing*. Data *cross pinch* dalam kondisi *existing* dapat dilihat pada **Tabel 4.4**.

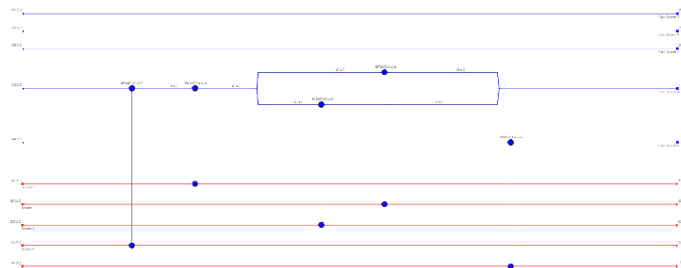
**Tabel 4.4** Performa Data Jaringan Heat Exchanger Kondisi Existing

<b>HEN Design Cross Pinch</b>	
<i>Heat Exchanger</i>	115°C/105°C
<i>Stream 1</i>	0
<i>Stream 2</i>	35419304,4
<i>Stream 3</i>	45405673,2
<i>Stream 4</i>	46904613
<i>Stream 5</i>	35419303,4

Pada **Tabel 4.4**, menunjukkan *pinch technology* tidak diterapkan selama mendesain jaringan *heat exchanger* pada kondisi *existing*, sehingga desain berdasarkan *retrofit* dibutuhkan. *Retrofit design* dapat membantu menghilangkan kapasitas *cross pinch* dan mengoptimasi energi utilitas (Febriana *et al.*, 2019).

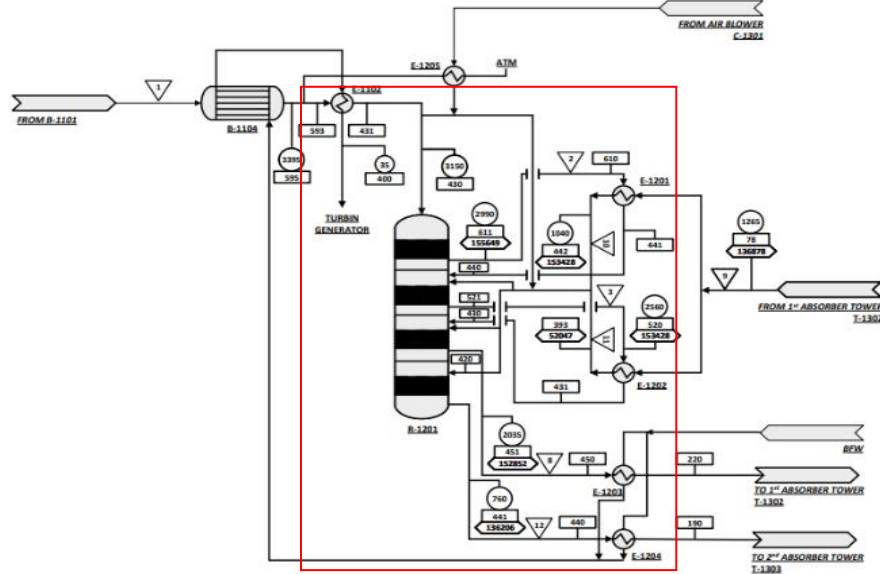
#### 4.2 Analisa Hasil Retrofit Design

Beberapa solusi dilakukan untuk memastikan performa dari jaringan *heat exchanger* tetap optimal. Solusi yang memenuhi syarat untuk memastikan performa *heat exchanger* tetap optimal adalah *resequencing*. Oleh karena itu, diperlukan *retrofit design* terhadap kondisi *existing*. Hal ini dengan berarti mengganti *heat exchanger* dalam jaringan atau mengurangi aliran utilitas. Bersamaan dengan itu didapatkan peningkatan efisiensi dari model jaringan. *Retrofit design* menunjukkan bahwa tidak ada *cross pinch*, hal tersebut dapat dilihat pada **Gambar 4.6**.



**Gambar 4.6** Matching Aliran dalam Jaringan (Diagram Grid) Setelah Retrofit Design

**Tabel 4.5** Menunjukkan perbandingan performa jaringan *retrofit design* tanpa adanya *cross pinch*. Dapat terlihat bahwa tidak ada perbedaan antara jumlah *heat exchanger* dengan kondisi *existing* yaitu sebesar 5 unit. Akan tetapi, terdapat perbedaan jumlah *shell* dari kondisi *existing* dan *retrofit* yaitu 7 unit *shell* dan 11 unit *shell* dengan 2 *heat exchanger* memiliki 4 *shell*. *Total* luasan menurun dari 6383 m<sup>2</sup> kondisi *existing* menjadi 3272 m<sup>2</sup> pada kondisi *retrofit*. Dari *matching* aliran di atas, didapatkan solusi untuk mengganti tipe *heat exchanger* pada unit E-1201 dan E-1202 karena pada *heat exchanger* ini dilewati *stream* proses yang membawa aliran panas ke *bed* berikutnya yang sebelumnya akan didinginkan dengan *stream* proses yang membawa aliran dingin dari reaktor *absorber tower* I. Pada aliran ini, memiliki temperature yang sangat panas yaitu 610°C dan 520°C yang akan didinginkan lalu masuk ke reaktor *bed* berikutnya dalam kondisi operasi dengan temperatur 441°C dan 431°C. **Gambar 4.7** Merupakan *process flow diagram retrofit design* unit SO<sub>2</sub> conversion pada pabrik asam sulfat.



**Gambar 4. 7** *Process Flow Diagram* Unit SO<sub>2</sub> Conversion Setelah *Retrofit Design*

Berdasarkan **Gambar 4.6** menunjukkan bahwa tidak ada perubahan yang signifikan antara kondisi *existing* dengan *retrofit design*. Akan tetapi, perbedaannya adalah terdapat 2 *heat exchanger* yang diganti dengan *heat exchanger* yang memiliki 4 *shell* di setiap *heat exchanger*. Hal tersebut dilakukan guna mendapatkan hasil yang optimal menyamai dengan kondisi *target* yang seharusnya menggunakan minimal 6 unit *heat exchanger*. Adapun perbandingan data performa *heat exchanger* setelah *retrofit design* dapat dilihat pada **Tabel 4.5**.

**Tabel 4. 5** Performa Data Jaringan *Heat Exchanger* Setelah *Retrofit Design*

<i>Network Performance</i>			
<b>Parameter</b>	<b>Target</b>	<b>Retrofit</b>	<b>% of Target</b>
<b>Heating value (kJ/h)</b>	0	0	0
<b>Cooling value (kJ/h)</b>	1584 x 10 <sup>8</sup>	1584 x 10 <sup>8</sup>	100
<b>Number of Units</b>	6	5	62,5
<b>Number of Shells</b>	13	11	84,62
<b>Total area (m<sup>2</sup>)</b>	6383	3272	64,17
<b>Operating (cost/s)</b>	0,1395	0,1395	100
<b>Capital (cost/s)</b>	1342 x 10 <sup>6</sup>	8794 x 10 <sup>5</sup>	66,02
<b>Total Cost</b>	0,1506	0,1469	97,49

Berdasarkan **Tabel 4.5**, Menunjukkan bahwa perbandingan antara performa hasil *retrofit design* dengan target yang diinginkan tidak berbeda jauh, sehingga performa *heat exchanger* setelah *retrofit design* masih dapat dikatakan bagus meskipun menggunakan 5 unit *heat exchanger*. Adapun perbandingan hasil optimasi kondisi *existing* dengan *retrofit design* dapat dilihat pada **Tabel 4.6**.

**Tabel 4. 6** Perbandingan Hasil Optimasi Kondisi *Existing* dengan *Retrofit Design*

<i>Network Performance</i>			
<b>Parameter</b>	<b>Existing</b>	<b>Retrofit</b>	<b>%</b>
<b>Total area</b>	6383	3272	49,74
<b>Capital (cost/s)</b>	2493 x 10 <sup>6</sup>	8794x 10 <sup>5</sup>	64,73
<b>Total Cost (cost/s)</b>	0.2085	0.1469	30,55

Dari **Tabel 4.6**, didapatkan hasil perhitungan total area dari *Aspen Energy Analyzer V10* untuk kondisi *existing* sebesar 6383 m<sup>2</sup>, sedangkan *retrofit design* memiliki total area sebesar 3272 m<sup>2</sup>. Hal tersebut menunjukkan bahwa luas area pada *retrofit design* lebih kecil 49,74% dari kondisi *existing*. Selain itu, *capital cost* yang diperoleh pada kondisi *existing* sebesar 2,493 x 10<sup>6</sup>, sedangkan *capital cost* yang diperoleh pada *retrofit design* yaitu 8794 x 10<sup>5</sup>. Hal tersebut menunjukkan bahwa *capital cost* menurun 64,73% dari kondisi *existing*. Hal tersebut juga membuktikan bahwa *capital cost* dengan menggunakan *retrofit design* lebih menguntungkan karena *capital cost*nya lebih rendah. Selanjutnya, *retrofit design* pada unit SO<sub>2</sub> Conversion ini, berpengaruh pada *total cost* yang dikeluarkan untuk pengadaan alat tersebut. *total cost* pada kondisi *existing* sebesar 0.2085 sedangkan *total cost* pada *retrofit design* sebesar 0.1469 dalam satuan *cost/s*. dimana hal tersebut menunjukkan bahwa *total cost* pada *retrofit design* lebih menguntungkan karena 30,55% lebih kecil terhadap kondisi *existing*. Oleh karena itu, kondisi *retrofit* inilah yang direkomendasikan untuk pengoptimalan *process integration* pada *heat exchanger* di SO<sub>2</sub> Conversion dengan menambah *heater* agar fluida proses keluaran dari *Absorber Tower I* sebelum masuk ke *Reactor Converter Bed IV* dapat dipanaskan dengan optimal dan memanfaatkan panas yang ada dengan semaksimal mungkin. Selain itu, efisiensi *heat exchanger* dapat meningkat setelah *retrofit design*. Efisiensi *heat exchanger network* adalah perbandingan antara *total heat load heat exchanger* dengan *total heat load heat exchanger* ditambah energi eksternal baik *heating* maupun *cooling* (Febriana et al., 2019). Efisiensi *heat exchanger* dapat dilihat pada **Tabel 4.7**.

**Tabel 4. 7** Efisiensi *Heat Exchanger Network*

<b>Kondisi</b>	<b>Heat Load (kJ/h)</b>			<b>%Efisiensi</b>
	<b>HE</b>	<b>Heating</b>	<b>Cooling</b>	
<i>Existing</i>	1,407x10 <sup>8</sup>	0	1,57x10 <sup>8</sup>	88,84
<i>Retrofit</i>	1,57x10 <sup>8</sup>	0	1,57x10 <sup>8</sup>	99,24

Berdasarkan **Tabel 4.7**, dapat dilihat bahwa *heat exchanger network* pada kondisi *retrofit* mempunyai efisiensi yang lebih besar yaitu 99,24%. Hal tersebut disebabkan pemilihan *heat exchanger* pada *retrofit design* membuat *heat load* semakin besar, sehingga efisiensi juga semakin besar.

### 4.3 Analisa Ekomomi

Pada kondisi *existing*, *heat exchanger* yang beroperasi pada unit unit SO<sub>2</sub> Conversion pada pabrik asam sulfat sebanyak 5 unit dengan 2 *heat exchanger* memiliki 2 *shell*. Adapun perhitungan ekonomi dan luas area *heat exchanger* sebanyak 5 unit dengan 2 *heat exchanger* yang memiliki 2 *shell* pada kondisi *existing* dapat dilihat di **Tabel 4.8**.



**Tabel 4. 8** Data Ekonomi *Heat Exchanger* Kondisi *Existing*

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Cost (\$)</i>	<i>Load(kW)</i>	<i>Area(m<sup>2</sup>)</i>	<i>Shells</i>
<b>E-1102</b>	1238300	8,321x10 <sup>4</sup>	283	1
<b>E-1201</b>	1230800	2,305x10 <sup>5</sup>	944,6	2
<b>E-1202</b>	1243300	2,368x10 <sup>5</sup>	954,4	2
<b>E-1203</b>	470400	5,354x10 <sup>4</sup>	147,8	1
<b>E-1204</b>	421200	5,102x10 <sup>4</sup>	137,2	1

Sedangkan setelah *retrofit design*, *heat exchanger* yang beroperasi juga sebanyak 5 unit dengan 2 *heat exchanger* memiliki 4 *shell*. Tujuan dari *retrofit design* adalah untuk mengoptimalkan jaringan *heat exchanger* agar mendapatkan hasil yang menyamai target yang telah dianalisa. Adapun perhitungan ekonomi pada kondisi *retrofit design* dapat dilihat pada **Tabel 4.9**.

**Tabel 4. 9** Data Ekonomi *Heat Exchanger* Kondisi *Retrofit Design*

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Cost(\$)</i>	<i>Load(kW)</i>	<i>Area(m<sup>2</sup>)</i>	<i>Shells</i>
<b>E-1102</b>	1.238.300	8,321x10 <sup>4</sup>	283	1
<b>E-1201</b>	605.300	4,131x10 <sup>5</sup>	1688	4
<b>E-1202</b>	477.500	2,785x10 <sup>5</sup>	1016	4
<b>E-1203</b>	470.400	5,354x10 <sup>4</sup>	147,8	1
<b>E-1204</b>	421.200	5,102x10 <sup>4</sup>	137,2	1

Berdasarkan **Tabel 4.8** Dan **Tabel 4.9**, Dapat dibandingkan perhitungannya. Dari data tersebut menunjukkan bahwa perhitungan ekonomi untuk *retrofit design* lebih murah dengan total harga yaitu \$3.212.700 sedangkan untuk kondisi *existing* total harganya yaitu \$4.604.000. Berdasarkan perhitungan tersebut, dapat disimpulkan bahwa penggunaan alat pada *retrofit design* lebih direkomendasikan. Selain itu, Perhitungan ekonomi yang dapat dilakukan adalah kebutuhan dan penggunaan air pendingin. Setelah *retrofit design*, kebutuhan air pendingin per jam berkurang sebesar 20% dari kebutuhan air untuk kondisi *existing* karena air pendingin akan didaur ulang ke unit utilitas dengan 20% untuk membuat air pendingin kembali (Garin *et al.*,2022). Perbandingan ekonomi tentang penggunaan *cooling water* pada kondisi *existing* dan *retrofit design* dapat dilihat pada **Tabel 4. 10**.

**Tabel 4. 10** Perbandingan Penggunaan Air Pendingin pada *Kondisi Existing* dan *Retrofit Design*

<i>Deskripsi</i>	<i>Existing</i>	<i>Retrofit</i>
<b><i>Kebutuhan Cooling Water (kJ/h)</i></b>	1,57x10 <sup>8</sup>	1,25x10 <sup>8</sup>
<b><i>Kebutuhan Cooling Water (BTU/h)</i></b>	1,48x10 <sup>8</sup>	1,18x10 <sup>8</sup>
<b><i>Kebutuhan Cooling Water (\$/year)</i></b>	17.189.748.000	14.556.492.000

**Tabel 13.** Menunjukkan perbandingan kebutuhan, penggunaan air pendingin pada kondisi *existing* dan *retrofit design*, dan estimasi biaya yang dibutuhkan dan dikeluarkan selama setahun untuk penggunaan air pendingin. Dari hasil estimasi diketahui kebutuhan air pendingin untuk produksi proses pada kondisi *existing* adalah 1,48x10<sup>8</sup> BTU, sedangkan kebutuhan air pendingin pada *retrofit design* adalah 1,18x10<sup>8</sup> BTU. Hal tersebut memengaruhi biaya pengeluaran selama setahun, yaitu pada kondisi *existing*, biaya yang diperlukan selama setahun adalah \$17.189.748.000, sedangkan pada *retrofit design*, biaya pengeluaran yang dibutuhkan selama setahun adalah \$14.556.492.000. Hal tersebut menunjukkan bahwa biaya pengeluaran pada *retrofit design* mengalami penghematan biaya hingga \$2.633.256.000 per tahun. Dari perhitungan tersebut dapat disimpulkan bahwa biaya yang dikeluarkan untuk utilitas dapat dibatasi dengan cara melakukan *retrofit design* pada unit SO<sub>2</sub> Conversion di Pabrik Asam Sulfat.

## BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN

### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan Analisa dan pembahasan yang telah dilakukan, dapat disimpulkan, bahwa :

1. Dari kondisi *existing* terdapat *cross pinch* dengan suhu *pinch* untuk *hot* dan *cold* sebesar 115 °C dan 105°C, sehingga berdasarkan analisa dengan menggunakan *Software Aspen Energy Analyzer*, pada kondisi *existing* dapat dilakukan *retrofit design* dengan mengganti tipe *Heat Exchanger* yang digunakan.
2. Hasil setelah *retrofit design* dapat memengaruhi jumlah *heat exchanger* yang digunakan, luas area, *capital cost*, *total cost*, dan jumlah *shells*. Untuk jumlah *heat exchanger* yang digunakan pada kondisi *existing* dan *retrofit design* adalah 5 unit. Luas area kondisi *existing* dan *retrofit* sebesar 6383 m<sup>2</sup> dan 3272 m<sup>2</sup>. Nilai *capital cost* untuk *existing design* dan *retrofit design* sebesar 2493 x 10<sup>6</sup> cost/s dan 8794 x 10<sup>5</sup> cost/s. *Total cost* untuk *existing* dan *retrofit design* sebesar 0.2085 cost/s dan 0.1469 cost/s. *Total shells* pada *heat exchanger* dalam kondisi *existing* dan *retrofit* sebesar 7 dan 13 unit. Dari hasil *retrofit design* didapatkan efisiensi yang lebih besar yaitu 99,24% daripada kondisi *existing* dengan efisiensi 88,84%. Selain itu *retrofit design* juga memberikan analisa ekonomi yang lebih baik daripada kondisi *existing*.

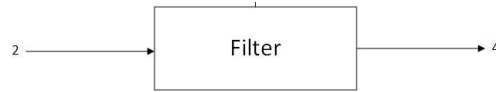
### 5.2 Saran

1. Menggunakan data aktual daripada data desain agar didapatkan hasil yang optimal dalam pengoptimalan energi panas yang digunakan
2. Menggunakan perhitungan secara manual dan menggunakan aplikasi lain dalam melakukan analisa jaringan *heat exchanger* dengan menggunakan *pinch technology* agar didapatkan hasil yang lebih akurat dan dapat dibandingkan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Acton, Q.A.. 2021. "Sulfur Acids: Advances In Research And Application, 2011 Ed". Scholarlyeditions, Atlanta.
- Ahmad, M. I., N. Zhang, M. Jobson. dan L. Chen. 2012. Multi Period Design of Heat Exchanger Network. *Chemical Engineering Research and Design* 1000 (2) : 13 – 26.
- A. P. Ramadhanti, Z. Helwani, And H. Rionaldo, "Perancangan Algoritma Komputasi Heat Exchanger Network (HEN)," *JOM F Tek.*, Vol. 2, No. 1, Pp. 1 –7, 2015.
- B. Linnhoff And E. Hindmarsh, "The Pinch Design Method For Heat Exchanger Networks," *Chem. Eng. Sci.* , Vol. 38, No. 5, Pp. 745 –763, 1983, Doi: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)80185-7](https://doi.org/10.1016/0009-2509(83)80185-7), 2018.
- Febriana, Ananda Azaria Dan Widodo, Budi Utomo Kuku. 2019. "Optimasi Jaringan Heat Exchanger Dengan Metode *Pinch Technology* Menggunakan Aspen Energy Analyzer V.10 Pada Train F PT Badak LNG Bontang". Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS): Surabaya.
- Ferdous, K., Uddin, M.R., Mondal, S.K., And Khan, M.R.. 2013. "*Preparation Of Biodiesel Using Sulfuric Acid As A Catalyst*". *Proceedings Of The International Conference On Engineering Research, Innovation And Education 2013 (ICERIE 2013)*, 11-13 January, SUST, Sylhet, Bangladesh.
- Kemmerich, M., And Storch, H.. 2016. "Process Heat Recovery And Digitalisation In *Sulphuric Acid Plants*". *Procedia Engineering*, 138, 220-230.
- Khoirur Rofiq m, Fitri Ramadhan M. (2018), Evaluasi dan Perancangan Integrasi Panas dengan Pinch Technology Pada Pabrik Pembuatan Bioetanol dari Molasses.
- Kobayashi, T., Sakai, Y., And Iizuka, K.. 1960. "*Hydrolysis Of Cellulose In A Small Amount Of Concentrated Sulfuric Acid*". *Journal Of Agricultural Chemical Society Of Japan*, 24(5), 443-449.
- Kumar, M., Mayavan, S., Ganesan, M., And Ambalavanan, S.. 2015. "*Effect Of Using Sonicated Sulphuric Acid As An Electrolyte In A Lead Acid Battery*". *RSC Advances*, 5, 76065-76067.
- Lai, Y.Q., Manan, Z.A. and Wan Alwi, S.R. (2018), "An enhanced tool for heat exchanger network retrofit towards cleaner processes", *Chemical Engineering Transactions*, Vol. 63 No. 2010, pp. 487–492.
- Muhammad Garin, Elsabella Adiguna, Suprpto. 2020. "*Optimization Of Ethylene Glycol Plant Heat Exchanger Network With Non-Catalytic Hydration Process From Ethylene Oxide*". Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS): Surabaya.
- Novitasari, Dkk. 2012. "*Prarancangan Pabrik Asam Sulfat Dengan Proses Kontak Absorpsi Ganda Kapasitas 100.000 Ton/Tahun*". Surakarta: Teknik Kimia, Fakultas Teknik, UNS.
- Shabgard, H., And Faghri, A. 2019. "Exergy Analysis In Energy Systems: Fundamentals And Application". *Frontier In Heat And Mass Transfer (FHMT)*, 12(9), 1-16
- Smith, Robin. 2015. "*Chemical Process Design*". Mcgraw Hill International Book Company: Singapore.
- Sudrajat, J. (2017). Analisis Kinerja Heat Exchanger Shell & Tube Pada Sistem Cog Booster Di Integrated Steel Mill Krakatau. In *Jurnal Teknik Mesin (Jtm)* (Vol. 06, Issue 3).
- Syahputra, R. (2015). Simulasi Pengendalian Temperatur Pada Heat Exchanger Menggunakan Teknik Neuro-Fuzzy Adaptif. In *Jurnal Teknologi* (Vol. 8, Issue 2)





- Aliran 2 = dari melter  
 Aliran 3 = impurities  
 Aliran 4 = menuju filter storage

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	x		kg/jam	x
	<Aliran 2>			<Aliran 4 >	
S(s)	24,555.79	99.8%	S(l)	24,555.79	100.00%
Impurities	49.21	0.2%		<Aliran 3 >	
			Impurities	<b>49.21</b>	100.00%
<b>Total</b>	<b>24,605.00</b>	100.0%	<b>Total</b>	24,605.00	

### 3 Filter storage

Fungsi = Untuk menyimpan hasil sulfur cair dari filter



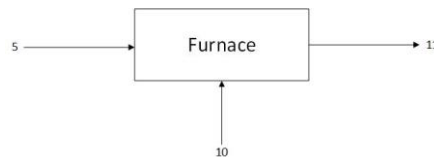
- Aliran 4 = dari filter  
 Aliran 5 = menuju furnace

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	kg/jam		kg/jam
<Aliran 4>		<Aliran 5>	
S(l)	24,555.79	S(l)	24,555.79
<b>Total</b>	<b>24,555.79</b>	<b>Total</b>	<b>24,555.79</b>

### 4 Furnace

Fungsi = Untuk membakar sulfur dengan O<sub>2</sub> hingga membentuk SO<sub>2</sub>

- Aliran 5 = dari filter storage  
 Aliran 10 = dari drying tower  
 Aliran 11 = menuju waste heat boiler



Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 5>		
S(l)	24,555.79	765.93
<Aliran 10>		
O <sub>2</sub>	48,259.20	1508.1
N <sub>2</sub>	159,014.73	5677.07

<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>7,951.10</b>
--------------	-------------------	-----------------

Konversi reaksi : 100%

Reaksi :	S(l)	+	O <sub>2</sub> (g)	→	SO <sub>2</sub> (g)
Awal :	765.93		1508.1		0
Bereaksi :	765.93		765.93		765.93
:	-		742.17		765.93

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kkmol/jam		kg/jam	kkmol/jam
<Aliran 5>			<Aliran 11>		
S(l)	24,555.79	765.93	SO <sub>2</sub>	49,065.62	765.93
<Aliran 10>			O <sub>2</sub>	23,749.37	742.17
O <sub>2</sub>	48,259.20	1508.1	N <sub>2</sub>	159,014.73	5677.07
N <sub>2</sub>	159,014.73	5677.07			
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>7,951.10</b>	<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>7,185.17</b>

### 5 Converter Bed I

Fungsi = Untuk mengkonversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>



Aliran 11 = dari furnace

Aliran 12 = menuju steam superheated

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 11>		
SO <sub>2</sub>	49,065.62	765.93
O <sub>2</sub>	23,749.37	742.17
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>7,185.17</b>

Konversi reaksi : 60.0%

Reaksi :	SO <sub>2</sub> (g)	+	1/2 O <sub>2</sub> (g)	→	SO <sub>3</sub> (g)
Awal :	765.93		742.17		0
Bereaksi :	459.56		229.78		459.56
:	306.37		512.39		459.56

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 11>			<Aliran 12>		
SO <sub>2</sub>	49,065.62	765.93	SO <sub>3</sub>	36,792.32	459.56
O <sub>2</sub>	23,749.37	742.17	SO <sub>2</sub>	19,626.25	306.37
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07	O <sub>2</sub>	16,396.42	512.39
			N <sub>2</sub>	159,014.73	5677.07
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>7,185.17</b>	<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,955.39</b>

### 6 Converter Bed II

Fungsi = Untuk mengkonversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>





Aliran 12 = dari HE

Aliran 13 = menuju heat exchanger 2

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 12>		
SO3	36,792.32	459.56
SO2	19,626.25	306.37
O2	16,396.42	512.39
N2	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,955.39</b>

Konversi reaksi : 87.0%

Reaksi :	SO <sub>2</sub> (g)	+	1/2 O <sub>2</sub> (g)	→	SO <sub>3</sub> (g)
Awal :	306.37		512.39		459.56
Bereaksi :	266.54		133.27		266.54
:	39.83		379.12		726.10

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 12>			<Aliran 13>		
SO3	36,792.32	459.56	SO3	58,131.87	726.10
SO2	19,626.25	306.37	SO2	2,551.41	39.83
O2	16,396.42	512.39	O2	12,131.70	379.12
N2	159,014.73	5,677.07	N2	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,955.39</b>	<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,822.12</b>

### 7 Converter Bed III

Fungsi = Untuk mengkonversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>



Aliran 13 = dari heat exchanger 2

Aliran 14 = menuju heat exchanger 1

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 13>		
SO3	58,131.87	726.10
SO2	2,551.41	39.83
O2	12,131.70	379.12
N2	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,822.12</b>

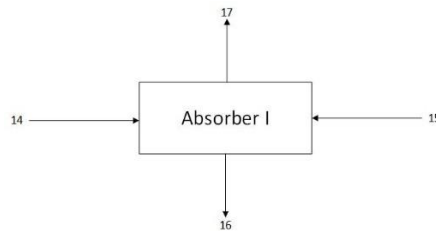
Konversi reaksi : 94.0%

Reaksi :	SO <sub>2</sub> (g)	+	1/2 O <sub>2</sub> (g)	→	SO <sub>3</sub> (g)
Awal :	39.83		379.12		726.10
Bereaksi :	37.44		18.72		37.44
:	2.39		360.40		763.54

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 13>			<Aliran 14>		
SO <sub>3</sub>	58,131.87	726.10	SO <sub>3</sub>	61,129.22	763.54
SO <sub>2</sub>	2,551.41	39.83	SO <sub>2</sub>	153.08	2.39
O <sub>2</sub>	12,131.70	379.12	O <sub>2</sub>	11,532.68	360.40
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07	N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,822.12</b>	<b>Total</b>	<b>231,829.72</b>	<b>6,803.40</b>

### 8 Absorber 1

Fungsi = Untuk mengabsorbsi SO<sub>3</sub> dengan menggunakan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



Aliran 14 = dari economizer 1

Aliran 15 = dari pump tank 1

Aliran 16 = menuju pump tank 1

Aliran 17 = menuju heat exchanger 1

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 14>		
SO <sub>3</sub>	61,129.22	763.54
SO <sub>2</sub>	153.08	2.39
O <sub>2</sub>	11,532.68	360.40
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07
<Aliran 15>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,544,719.07	15,749.58
H <sub>2</sub> O	23,523.64	1,305.42
<b>Total</b>	<b>1,800,072.43</b>	<b>23,858.40</b>

Konversi SO<sub>3</sub> 0.995 = 759.72 kmol/jam = 60,823.57 kg/jam

Berat air yang bereaksi = 759.72 kmol/jam = 13,690.24 kg/jam

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang ditambahkan = 759.72 kmol/jam = 74,513.82 kg/jam

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 99% = 898,992.60 + 74,513.82 = 973,506.41 kg/jam

Berat H<sub>2</sub>O 99% = 23,523.64 kg/jam

Reaksi :	SO <sub>3</sub> (g)	+	H <sub>2</sub> O(l)	→	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Awal :	763.54		1,305.42		-
Bereaksi :	759.72		759.72		759.72
:	3.82		545.69		759.72

1,544,719.07

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 14>			<Aliran 16>		
SO <sub>3</sub>	61,129.22	763.54	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,619,232.89	16,509.31
SO <sub>2</sub>	153.08	2.39	H <sub>2</sub> O	9,833.40	545.69
O <sub>2</sub>	11,532.68	360.40	<Aliran 17>		
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07	SO <sub>3</sub>	305.65	3.82
<Aliran 15>		-	SO <sub>2</sub>	153.08	2.39
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,544,719.07	15,749.58	O <sub>2</sub>	11,532.68	360.40
H <sub>2</sub> O	23,523.64	1,305.42	N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>1,800,072.43</b>	<b>23,858.40</b>	<b>Total</b>	<b>1,800,072.43</b>	<b>6,043.67</b>

### 9 Converter Bed IV

Fungsi = Untuk mengkonversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>



Aliran 17 = dari heat exchanger 2

Aliran 18 = menuju economizer 2

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 17>		
SO <sub>3</sub>	305.65	3.82
SO <sub>2</sub>	153.08	2.39
O <sub>2</sub>	11,532.68	360.40
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>171,006.15</b>	<b>6,043.67</b>

Konversi reaksi : 99.73%

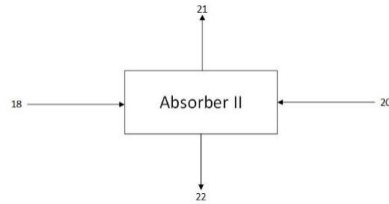
Reaksi :	SO <sub>2</sub> (g)	+	1/2 O <sub>2</sub> (g)	→	SO <sub>3</sub> (g)
Awal :	2.39		360.40		3.82
Bereaksi :	2.38		1.19		2.38
:	0.00645		359.20		6.20

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 17>			<Aliran 18>		
SO <sub>3</sub>	305.65	3.82	SO <sub>3</sub>	496.45	6.20
SO <sub>2</sub>	153.08	2.39	SO <sub>2</sub>	0.41	0.01
O <sub>2</sub>	11,532.68	360.40	O <sub>2</sub>	11,494.55	359.20
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07	N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07

<b>Total</b>	<b>171,006.15</b>	6,043.67	<b>Total</b>	<b>171,006.15</b>	6,042.48
--------------	-------------------	----------	--------------	-------------------	----------

### 10. Absorber 2

Fungsi = Untuk mengabsorpsi SO<sub>3</sub> dengan menggunakan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



- Aliran 18 = dari economizer 2
- Aliran 20 = dari pump tank 2
- Aliran 21 = menuju stack gas
- Aliran 22 = menuju pump tank 2

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 18>		
SO <sub>3</sub>	496.45	6.20
SO <sub>2</sub>	0.41	0.01
O <sub>2</sub>	11,494.55	359.20
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07
<Aliran 20>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15,242.31	155.41
H <sub>2</sub> O	232.12	12.88
<b>Total</b>	<b>186,480.57</b>	<b>6,210.77</b>

Konversi SO<sub>3</sub> 0.9973 = 6.18 kmol/jam = 495.11 kg/jam  
 Berat air yang bereaksi = 6.18 kmol/jam = 111.44 kg/jam  
 H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang ditambahkan = 6.18 kmol/jam = 606.55 kg/jam  
 H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 99% = 7,317.88 + 606.55 = 7,924.43 kg/jam  
 Berat H<sub>2</sub>O 99% = 232.12 kg/jam

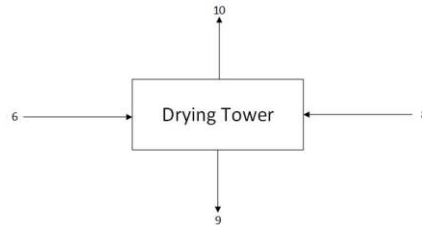
Reaksi :	SO <sub>3</sub> (g)	+	H <sub>2</sub> O(l)	→	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Awal :	6.20		12.88		-
Bereaksi :	6.18		6.18		6.18
:	0.02		6.70		6.18

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 18>			<Aliran 22>		
SO <sub>3</sub>	496.45	6.20	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15,848.85	161.59
SO <sub>2</sub>	0.41	0.01	H <sub>2</sub> O	120.68	6.70
O <sub>2</sub>	11,494.55	359.20	<Aliran 21>		
N <sub>2</sub>	159,014.73	5,677.07	SO <sub>3</sub>	1.34	0.02
<Aliran 20>			SO <sub>2</sub>	0.41	0.01

H2SO4	15,242.31	155.41	O2	11,494.55	359.20
H2O	232.12	12.88	N2	159,014.73	5,677.07
<b>Total</b>	<b>186,480.57</b>	6,210.77	<b>Total</b>	<b>186,480.57</b>	6,036.30

### 11. Drying Tower

Fungsi = Untuk mengabsorbsi H2O dari udara dengan menggunakan H2SO4



- Aliran 6 = Udara masuk
- Aliran 8 = dari pump tank 1
- Aliran 9 = menuju pump tank 1
- Aliran 10 = menuju Furnace

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 6>		
O2	48,259.20	1,508.10
N2	159,014.73	5,677.07
H2O	4,627.90	256.82
<Aliran 8>		
H2SO4	1,465,848.86	14,945.44
H2O	22,322.57	1,238.77
<b>Total</b>	<b>1,700,073.26</b>	<b>23,626.20</b>

Kadar air = 3.57% H2O/Kg udara kering

H2SO4 pekat yang dibutuhkan untuk menyerap H2O memiliki konsentrasi 99%

H2SO4 cair yang dihasilkan dari penyerapan memiliki konsentrasi 98.5%

Perhitungan neraca massa komponen H2SO4 98%

Massa H2SO4 x Konsentrasi H2SO4 = (massa H2SO4 + massa H2O) x Konsentrasi akhir

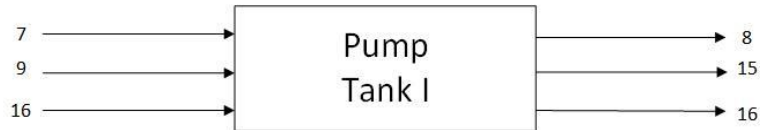
$$\begin{aligned}
 A \times 98.50\% &= A + 4,627.90 \times 98.19\% \\
 0.985 A &= 0.9819 A + 4,544.13 \\
 0.985 - 0.9819 A &= 4,544.13 \\
 0.0031 A &= 4,544.13 \\
 A &= 1,465,848.86 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa H2SO4 98.5\%} &= 1,465,848.86 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa H2O 1.5\%} &= 22,322.57 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 6>			<Aliran 9>		
O2	48,259.20	1,508.10	H2SO4	1,465,848.86	14,945.44
N2	159,014.73	5,677.07	H2O	26,950.47	1,495.59
H2O	4,627.90	256.82	<Aliran 10>		

<Aliran 8>			O2	48,259.20	1,508.10
H2SO4	1,465,848.86	14,945.44	N2	159,014.73	5,677.07
H2O	22,322.57	1,238.77			
<b>Total</b>	<b>1,700,073.26</b>	23,626.20	<b>Total</b>	<b>1,700,073.26</b>	7,185.17

## 12. Pump tank 1

Fungsi = Untuk menampung H2SO4



23

Aliran 7 = Demin water masuk

Aliran 9 = dari drying tower

Aliran 16 = dari absorber 1

Aliran 8 = menuju drying tower

Aliran 15 = menuju absorber 1

Aliran 23 = menuju pump tank 2

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 7>		
H2O	9,452.00	524.53
<Aliran 9>		
H2SO4	1,465,848.86	14,945.44
H2O	26,950.47	1,495.59
<Aliran 16>		
H2SO4	1,619,232.89	16,509.31
H2O	9,833.40	545.69
<b>Total</b>	<b>3,131,317.62</b>	<b>34,020.56</b>

Jumlah H2SO4 = 3,085,081.75 kg

Jumlah H2O = 46,235.87 kg

Kandungan H2SO4 = 98.52%

Menuju pump tank 2 = 0.02 % x 3,131,317.62 = 75,630.55

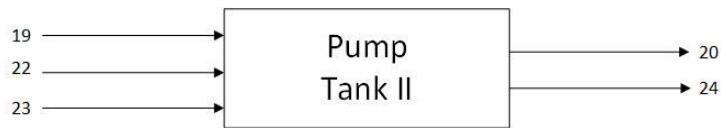
Menuju drying tower = 0.48 % x 3,131,317.62 = 1,487,817.42

Menuju absorber 1 = 0.50 % x 3,131,317.62 = 1,567,869.65

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 7>			<Aliran 8>		
H2O	9,452.00	524.5283019	H2SO4	1,465,500.16	14,941.89
<Aliran 9>			H2O	22,317.26	1,238.47
H2SO4	1,465,848.86	14945.4411	<Aliran 15>		
H2O	26,950.47	1495.586455	H2SO4	1,544,351.60	15,745.84
<Aliran 16>			H2O	23,518.04	1,305.11
H2SO4	1,619,232.89	16509.30759	<Aliran 23>		
H2O	9,833.40	545.6935686	H2SO4	74,496.09	759.54
			H2O	1,134.46	62.96
<b>Total</b>	<b>3,131,317.62</b>	34020.55701	<b>Total</b>	<b>3,131,317.62</b>	2,064.65

## 13. Pump tank 2

Fungsi = Untuk menampung H2SO4



- Aliran 19 = Demin water masuk  
 Aliran 22 = dari drying tower  
 Aliran 23 = dari pump tank 1  
 Aliran 20 = menuju absorber 2  
 Aliran 24 = menuju storage tank

Komponen	Masuk	
	kg/jam	kmol/jam
<Aliran 19.>		
H2O	120.68	
<Aliran 22>		
H2SO4	15,848.85	
H2O	120.68	
<Aliran 23>		
H2SO4	74,496.09	759.54
H2O	1,134.46	62.96
<b>Total</b>	<b>91,720.76</b>	<b>822.50</b>

Jumlah H2SO4 = 90,344.95 kg

Jumlah H2O = 1,375.81 kg

Kandungan H2SO4 = 98.50%

Menuju absorber 2 = 0.17 % x 91,720.76 = 15,242.31 kg

Menuju storage tank = 0.83 % x 91,720.76 = 76,478.45 kg

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam
<Aliran 19.>			<Aliran 20>		
H2O	120.68	6.70	H2SO4	15,013.67	153.08
<Aliran 22>			H2O	228.63	12.69
H2SO4	15,848.85	161.59	<Aliran 24>		
H2O	120.68	6.70	H2SO4	75,331.28	768.06
<Aliran 23>			H2O	1,147.18	63.66
H2SO4	74,496.09	759.54			
H2O	1,134.46	62.96			
<b>Total</b>	<b>91,720.76</b>	997.4843912	<b>Total</b>	<b>91,720.76</b>	997.48



**APPENDIKS B**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI**

Kapasitas produksi	=	594,000.00	Ton/tahun
	=	1,800.00	Ton/hari
	=	1,800,000.00	Kg/hari
	=	75,000.00	Kg/jam
Lama operasi	=	330.00	Hari
Basis waktu	=	1.00	Jam
Suhu Reference	=	25.00	oC

**Heat Capacity**

Komponen	A	B	C	D
S(s)	15.2	0.0268		
S(l)	18.5	0.0184		
Imp	11.18	0.01095		
SO <sub>2</sub>	38.91	0.03904	-0.00003104	8.16E-09
SO <sub>3</sub>	48.5	0.09188	-0.00000854	3.24E-09
O <sub>2</sub>	29.1	0.01158	-0.000006076	1.31E-09
N <sub>2</sub>	29	0.002199	0.000005723	-2.87E-09
H <sub>2</sub> O	18.2964	0.472	-0.00134	0.00000131
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	139.1	0.1559		

Sumber : Himmelblau

**Heat of Formation**

Komponen	Fase	Hf (kkal/mol)	Hf (kkal/kmol)
S	s	-0.071	-71
	l	0.257	257
Imp	s	0.453	453
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	aq	-212.03	-212030
	l	-193.69	-193690
SO <sub>2</sub>	g	-70.94	-70940
SO <sub>3</sub>	g	-94.39	-94390
H <sub>2</sub> O	g	-57.7979	-57797.9
	l	-68.3174	-68317.4

Sumber : Perry's

**Berat molekul**

Komponen	BM (kg/mol)
S	32.06
H <sub>2</sub> O	18.02
SO <sub>2</sub>	64.06
SO <sub>3</sub>	80.06
O <sub>2</sub>	32
N <sub>2</sub>	28.01
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08

1 Joule = 0.239006 kkal

Persamaan panas untuk kondisi aliran *steady* :  $Q = \Delta H$

$$\Delta H = n.C_p.\Delta T$$

Sumber : Himmelblau

Keterangan :

$$\Delta H = \text{Perubahan enthalpy} = \text{kkal}$$

$n$  = mol bahan = kmol  
 $C_p$  = Kapasitas Panas = kkal/kmol.Kelvin  
 $T_{ref}$  = suhu refference = Kelvin  
 $T$  = suhu bahan = Kelvin

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad \text{Sumber : Himmelblau}$$

Keterangan :

$C_p$  = Specific Heat = kkal/kmol.Kelvin  
 $A, B, C, D$  = Konstanta specific heat  
 $T$  = Suhu Bahan = Kelvin

$$\begin{aligned}
 C_p &= \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
 &= A (T - T_{ref}) + B/2 (T^2 - T_{ref}^2) + C/3 (T^3 - T_{ref}^3) + D/4 (T^4 - T_{ref}^4) + E/5 (T^5 - T_{ref}^5) \\
 &= \text{kkal/kmol.K} \times \text{K} \\
 &= \text{kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

### 1. Sulfur Melter



Aliran 1 = dari hopper  
 Aliran 2 = menuju filter

#### Panas bahan masuk

$T_{<1>} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$        $T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$

Menghitung elthalpy aliran masuk melter

#### Sulfur (S)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 15.2 (T - T_{ref}) + 0.0268 / 2 (T - T_{ref})^2 \\
 &= 15.2 (303.15 - 298.15) + 0.0268 / 2 (303.15^2 - 298.15^2) \\
 &= 116.287 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 27.7933 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

#### Impurities

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 11.2 (T - T_{ref}) + 0.01095 / 2 (T - T_{ref})^2 \\
 &= 11.2 (303.15 - 298.15) + 0.01095 / 2 (303.15^2 - 298.15^2) \\
 &= 72.3606 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 17.2946 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

#### Panas bahan masuk melter

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
S (s)	32.06	24,555.79	765.93	116.2871	89,068.05	21,287.80
Impurities	12	49.21	4.10	72.3605875	296.74	70.92
<b>Total</b>		24,605.00	770.03		89,364.79	21,358.72

#### Panas bahan keluar

$$T <2> = 135 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$408.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar melter

**Sulfur (S)**

$$\int C_p dT = \int 18.5 (T-T_{\text{ref}}) + 0.0184 / 2 (T-T_{\text{ref}})^2$$

$$= 18.5 ( 408.15 - 298.15 ) + 0.0184 / 2 ( 408.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 )$$

$$= 2749.78 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 657.213 \text{ kkal/kmol}$$

**Impurities**

$$\int C_p dT = \int 11.2 (T-T_{\text{ref}}) + 0.01095 / 2 (T-T_{\text{ref}})^2$$

$$= 11.2 ( 408.15 - 298.15 ) + 0.01095 / 2 ( 408.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 )$$

$$= 1655.17 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 395.595 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan keluar melter**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
S (s)	32.06	24,555.79	765.93	2749.7756	2,106,141.99	503,380.57
Impurities	12	49.21	4.10	1655.169175	6,787.57	1,622.27
<b>Total</b>		24,605.00	770.03		2,112,929.56	505,002.84

Perhitungan panas peleburan

$$H_{\text{fusion}} = 1.727 \text{ kJoule/mol}$$

$$= 1727 \text{ Joule/mol}$$

$$= 412.763 \text{ kkal/mol}$$

$$Q_{\text{lebur}} = n \times \lambda$$

$$= 765,932.31 \times 412.76336$$

$$= 316,148,797.16 \text{ kkal}$$

Panas masuk

$$H_1 + Q_{\text{supply}} = H_2 + Q_{\text{lebur}} + Q_{\text{loss}}$$

$$21,358.72 + 1 Q_{\text{supply}} = 505,002.84 + 316,148,797.16 + 0.05 Q_{\text{supply}}$$

$$0.95 Q_{\text{supply}} = 316,632,441.28 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{supply}} = 333,297,306.61 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 16,664,865.33 \text{ kkal}$$

Menghitung kebutuhan steam

Steam saturated yang memiliki suhu

T (oC)	P (kPa)	Hv (kkal/kg)	HI (kkal/kg)	$\lambda$
170	791.7	661.7359122	171.8955053	489.8404069

Sumber : geankoplish appendiks A.2-9

$$Q = m \times \lambda$$

$$333,297,306.61 = m \times 489.84$$

$$m = 680,420.20 \text{ kg}$$

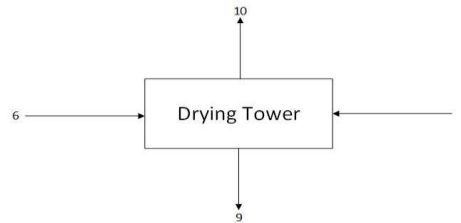
$$m = 680.42 \text{ ton}$$

**Neraca panas melter**

Masuk	Keluar
-------	--------

Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 1>		<Aliran 2>	
S (s)	21,287.80	S (s)	503,380.57
Impurities	1,622.27	Impurities	1,622.27
		Q lebur	316,148,797.16
Q supply	333,297,306.61	Q loss	16,664,865.33
<b>Total</b>	<b>333,320,216.68</b>	<b>Total</b>	<b>333,318,665.33</b>

## 2 Drying Tower



### Panas bahan masuk Drying Tower

$$T <6> = 33 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 306.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$T <8> = 60 \text{ oC}$$

$$= 333.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Drying Tower

<Aliran 6>

#### Oksigen (O2)

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 306.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 306.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 306.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 306.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 256.642 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 61.3391 \text{ kkal/kmol}$$

#### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 306.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 306.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 306.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 306.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 240.862 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 57.5675 \text{ kkal/kmol}$$

#### Air (H2O)

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 306.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 306.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 306.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 306.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 597.692 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 142.852 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 8>

#### Asam Sulfat (H2SO4)

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2 + 0 / 3 T^3 + 0 / 4 T^4$$

$$\begin{aligned}
&= 139 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 333.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&= 6590.84 \text{ Joule/kmol} \\
&= 1575.25 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Air (H2O)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\
&= 18.3 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 333.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -0.0004 ( 333.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 333.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 2623.65 \text{ Joule/kmol} \\
&= 627.068 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Panas bahan masuk Drying Tower**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 6>						
O2	32	48,259.20	1,508.10	256.6424058	387,042.41	92,505.46
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	597.6920816	3,393,139.79	810,980.77
H2O	18.02	4,622.32	256.51	597.6920816	153,314.34	36,643.05
<Aliran 8>						
H2SO4	98.08	910,597.13	9,284.23	6590.844225	61,190,903.66	14,624,993.12
H2O	18.02	13,866.96	769.53	2623.650292	2,018,982.09	482,548.83
<b>Total</b>					83,191,053.51	-

**Panas bahan keluar Drying Tower**

$$\begin{aligned}
T <9> &= 67 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\
&= 340.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
T <10> &= 109 \text{ oC} \\
&= 382.15 \text{ K}
\end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Drying Tower

<Aliran 9>

**Asam Sulfat (H2SO4)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2 \\
&= 139 ( 340.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 340.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&= 7931.93 \text{ Joule/kmol} \\
&= 1895.78 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Air (H2O)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\
&= 18.3 ( 340.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 340.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -0.0004 ( 340.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 340.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 3150.82 \text{ Joule/kmol} \\
&= 753.065 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

<Aliran 10>

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29.1 ( 382.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 382.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -2E-06 ( 382.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 382.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 2720.31 \text{ Joule/kmol}
\end{aligned}$$

$$= 650.172 \text{ kkal/kmol}$$

### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 382.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 382.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 382.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 382.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 2545.1 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 608.295 \text{ kkal/kmol}$$

### Panas bahan keluar Drying Tower

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 9>						
H2SO4	98.08	910,597.13	9,284.23	7931.93037	73,641,853.84	17,600,844.92
H2O	18.02	18,489.28	1,026.04	3150.819362	3,232,873.87	772,676.25
<Aliran 10>		1,000,000.00				
O2	32	48,259.20	1,508.10	2720.314907	4,102,506.91	980,523.77
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	2545.102874	14,448,727.17	3,453,332.49
<b>Total</b>					95,425,961.79	22,807,377.42

Panas masuk

$$H_6 + H_8 + Q_{\text{supply}} = H_9 + H_{10} + Q_{\text{loss}}$$

$$940,129.27 + 15107541.95 + 1 Q_{\text{supply}} = 18373521.17 + 4,433,856.25 + 0.05 Q_{\text{supply}}$$

$$0.95 Q_{\text{supply}} = 6,759,706.20 \text{ kkal}$$

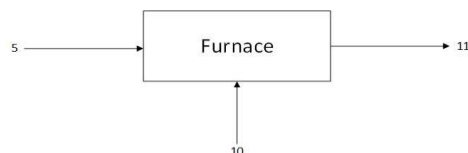
$$Q_{\text{supply}} = 7,115,480.21 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 355,774.01 \text{ kkal}$$

### Neraca panas Drying Tower

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 6>		<Aliran 9>	
O2	92,505.46	H2SO4	17,600,844.92
N2	810,980.77	H2O	772,676.25
H2O	36,643.05	<Aliran 10>	-
<Aliran 8>		O2	980,523.77
H2SO4	14,624,993.12	N2	3,453,332.49
H2O	482,548.83		
Q supply	7,115,480.21	Q loss	355,774.01
<b>Total</b>	<b>23,163,151.43</b>	<b>Total</b>	<b>23,163,151.43</b>

### 3. Furnace



### Panas bahan masuk Furnace

$$T_{<5>} = 135 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 408.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$T_{<10>} = 106 \text{ oC}$$

$$= 379.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Furnace

<Aliran 5>

**Sulfur (S)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 18.5 T + 0.0184 / 2 T^2 \\ &= 18.5 ( 408.15 - 298.15 ) + 0.0092 ( 408.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &= 2749.78 \text{ Joule/kmol} \\ &= 657.213 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

<Aliran 10>

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29.1 ( 379.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 379.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -2E-06 ( 379.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 379.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 2622.22 \text{ Joule/kmol} \\ &= 626.725 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**N2 (N2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29 ( 379.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 379.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad 1.9E-06 ( 379.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 379.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 2453.58 \text{ Joule/kmol} \\ &= 586.42 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Panas bahan masuk Furnace**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 5>						
S (l)	32.06	24,555.79	765.93	2749.7756	2,106,141.99	503,380.57
<Aliran 10>						
O2	32	48,259.20	1,508.10	2622.215516	3,954,563.22	945,164.34
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	2453.578904	13,929,139.19	3,329,147.84
<b>Total</b>					24,767,537.15	4,777,692.75

**Panas bahan keluar Furnace**

$$\begin{aligned} T_{<11>} &= 1042 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &= 1315.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Furnace

<Aliran 11>

**(SO2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 38.9 ( 1315.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 1315.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -1E-05 ( 1315.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 1315.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 54423.7 \text{ Joule/kmol} \\ &= 13007.6 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29.1 ( 1315.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 1315.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -2E-06 ( 1315.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 1315.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 35518.3 \text{ Joule/kmol} \end{aligned}$$



$$= 8489.09 \text{ kkal/kmol}$$

### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 1315.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 1315.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 1315.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 1315.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 33445 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 7993.56 \text{ kkal/kmol}$$

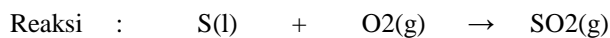
### Panas bahan keluar Furnace

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 11>						
SO2	64.06	49,065.62	765.93	54423.72071	41,684,886.36	9,962,937.95
O2	32	23,749.37	742.17	35518.29424	26,360,530.23	6,300,324.89
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	33445.01353	189,869,682.97	45,379,993.45
<b>Total</b>					257,915,099.57	61,643,256.29

Menghitung panas reaksi pada Furnace

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$H_f S = 257 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f SO_2 = -70940 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	S	O2	SO2
n (kmol)	765.93	765.93	765.93
n x ΔHf 25 (kkal)	196,844.60	0	-54335238.38

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -54335238.38 - 196,844.60$$

$$= -54532082.99 \text{ kkal}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$T = 135 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$408.15 \text{ K} \quad 298.15 \text{ K}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
S	2749.7756	765.93	2,106,141.99	503,380.57
O2	48,259.20	765.93	36,963,280.75	8,834,445.88
<b>Total</b>			<b>39,069,422.74</b>	<b>9,337,826.45</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$T = 1042 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$1315.15 \text{ K} \quad 298.15 \text{ K}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	$\Delta H$ reaktan (Joule)	$\Delta H$ reaktan (kkal)
SO2	54423.72071	765.93	41,684,886.36	9,962,937.95
O2	35518.29424	742.17	26,360,530.23	6,300,324.89
<b>Total</b>			<b>68,045,416.59</b>	<b>16,263,262.84</b>

$$\begin{aligned} \Delta HR_x &= (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta HR_x 25^\circ\text{C} \\ &= 6,925,436.39 + -54,532,082.99 \\ &= -47,606,646.60 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Perhitungan panas peleburan

$$\begin{aligned} H \text{ fusion} &= 412.487 \text{ kjoule/mol} \\ &= 412487 \text{ joule/mol} \\ &= 98586.86792 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ lebur} &= n \times \lambda \\ &= 765.93 \times 98586.868 \\ &= 75,510,867.92 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\ H \text{ masuk} + \Delta HR_x + Q \text{ supply} &= H \text{ keluar} + Q \text{ lebur} + Q \text{ loss} \\ 4,777,692.75 + -47,606,646.60 + 1 Q \text{ supply} &= 61,643,256.29 + 75,510,867.92 + \\ &\quad 0.05 Q \text{ supply} \\ 0.95 Q \text{ supply} &= 179,983,078.06 \text{ kkal} \\ Q \text{ supply} &= 189,455,871.64 \text{ kkal} \\ Q \text{ loss} &= 9,472,793.58 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan gas alam

Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{LHV} &= 11363.849 \text{ kkal/kg} \\ \text{Densitas} &= 589 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= m \times H \\ 189,455,871.64 &= m \times 11363.849 \\ m &= 16,671.80 \text{ kg/jam} \\ v &= 28.31 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

**Neraca panas Furnace**

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 5>		<Aliran 11>	
S (l)	503,380.57	SO2	9962937.95
<Aliran 10>		O2	6300324.888
O2	945,164.34	N2	45379993.45
N2	3,329,147.84		
$\Delta HR_x$	(47,606,646.60)	Q lebur	75,510,867.92
Q supply	189,455,871.64	Q loss	9,472,793.58
<b>Total</b>	<b>146,626,917.79</b>	<b>Total</b>	<b>146,626,917.79</b>

#### 4. Waste Heat Boiler



$$= 29692.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 7096.78 \text{ kkal/kmol}$$

### Oksigen (O2)

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 866.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 866.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 866.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 19277.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4607.37 \text{ kkal/kmol}$$

### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 866.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 866.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 866.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 17990 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4299.72 \text{ kkal/kmol}$$

### Panas bahan keluar WHB

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 11>						
SO2	64.06	49,065.62	765.93	29692.89909	22,742,750.92	5,435,653.93
O2	32	23,749.37	742.17	19277.21168	14,306,923.58	3,419,440.58
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	17990.00837	102,130,536.80	24,409,811.08
<b>Total</b>					<b>139,180,211.30</b>	<b>33,264,905.58</b>

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\text{H masuk} = \text{H keluar} + \text{Q loss}$$

$$61,643,256.29 = 33,264,905.58 + \text{Q loss}$$

$$\text{Q loss} = 28,378,350.70 \text{ kkal}$$

Massa BFW untuk membuat steam

Steam yang diinginkan = Saturated steam

Suhu steam = 248 oC

= 521.15 K

Panas penguapan,  $\lambda$  = 412.261 kkal/kg      1724.9 kJ/kg

$$Q = m \times \lambda$$

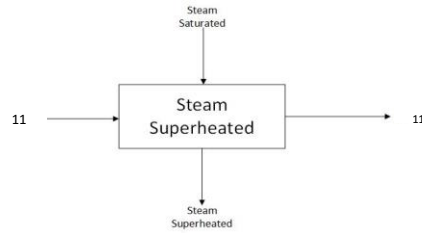
$$28,378,350.70 = m \times 412.26$$

$$m = 68,835.81 \text{ kg/jam}$$

### Neraca panas WHB

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 11>	-	<Aliran 11>	
SO2	9,962,937.95	SO2	5,435,653.93
O2	6,300,324.89	O2	3,419,440.58
N2	45,379,993.45	N2	24,409,811.08
		Q loss	28,378,350.70
<b>Total</b>	<b>61,643,256.29</b>	<b>Total</b>	<b>61,643,256.29</b>

## 5. Steam superheated



### Panas bahan masuk Steam superheated

$$T_{<11>} = 593 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 866.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Furnace

<Aliran 11>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 866.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 866.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 866.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 56604.3 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 13528.8 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 866.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 866.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 866.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 29692.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 7096.78 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 866.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-2E-06 ( 866.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 866.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 19277.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4607.37 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 866.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 866.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 866.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 17990 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4299.72 \text{ kkal/kmol}$$

### Panas bahan masuk steam superheated

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 11>						
SO2	64.06	49,065.62	765.93	29692.89909	22,742,750.92	5,435,653.93
O2	32	23,749.37	742.17	19277.21168	14,306,923.58	3,419,440.58
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	17990.00837	102,130,536.80	24,409,811.08
<b>Total</b>		231,829.72	7,185.17		<b>139,180,211.30</b>	<b>33,264,905.58</b>

**Panas bahan keluar Steam superheated**

$$T_{<11>} = 431 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 704.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Furnace

<Aliran 11>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 37659.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 9000.93 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 20888 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4992.37 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-2E-06 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 13595.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3249.34 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 12666.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3027.29 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan keluar steam superheated**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 11>						
SO2	64.06	49,065.62	765.93	20888.03286	15,998,819.35	3,823,813.82
O2	32	23,749.37	742.17	13595.2332	10,089,942.76	2,411,556.86
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12666.17644	71,906,770.26	17,186,149.53
<b>Total</b>		231,829.72	7,185.17		<b>97,995,532.37</b>	<b>23,421,520.21</b>

Panas masuk = Panas keluar

$$H_{\text{masuk}} + = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

$$33,264,905.58 = 23,421,520.21 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 9,843,385.37$$

Steam saturated

$$T_{\text{in}} = 248 \text{ oC}$$

$$P = 3,844.90 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 2,801.00 \text{ Kj/kg} \\
 &= 669.46 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jika massa steam} &= 68,835.81 \text{ kg/jam} \\
 \text{Maka H} &= 46,082,532.51 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Energi masuk

$$\begin{aligned}
 H_{11 \text{ in}} + H_{\text{in steam}} &= H_{11 \text{ out}} + H_{\text{out steam}} \\
 33,264,905.58 + 46,082,532.51 &= 23,421,520.21 + H_{\text{out steam}} \\
 H_{\text{out steam}} &= 55,925,917.88 \text{ kkal} \\
 &= 812.45 \text{ kkal/kg} \\
 &= 3,399.30 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca panas Steam superheated

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 11>	-	<Aliran 11>	
0	-	0	-
SO2	5,435,653.93	SO2	3,823,813.82
O2	3,419,440.58	O2	2,411,556.86
N2	24,409,811.08	N2	17,186,149.53
		Q loss	9,843,385.37
<b>Total</b>	<b>33,264,905.58</b>	<b>Total</b>	<b>33,264,905.58</b>

### 6. Converter Bed I



#### Panas bahan masuk Bed I

$$\begin{aligned}
 T_{<11>} &= 593 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 866.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Bed I

<Aliran 11>

(SO2)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 38.9 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 866.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -1E-05 ( 866.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 866.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 29692.9 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 7096.78 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Oksigen (O2)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
 &= 29.1 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 866.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -2E-06 ( 866.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 866.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 19277.2 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 4607.37 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$



**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 866.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 866.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 866.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 866.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 17990 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4299.72 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan masuk Bed I**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 11>						
SO2	64.06	49,065.62	765.93	29692.89909	22,742,750.92	5,435,653.93
O2	32	23,749.37	742.17	19277.21168	14,306,923.58	3,419,440.58
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	17990.00837	102,130,536.80	24,409,811.08
<b>Total</b>					<b>139,180,211.30</b>	<b>33,264,905.58</b>

**Panas bahan keluar Bed I**

$$T_{<11>} = 611 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 884.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Furnace

&lt;Aliran 12&gt;

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 884.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 884.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 884.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 884.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 58846 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 14064.6 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 884.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 884.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 884.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 884.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 30678.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 7332.42 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 884.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 884.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 884.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 884.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 19915.5 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4759.92 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 884.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 884.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 884.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 884.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 18590.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4443.34 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan keluar Bed I**

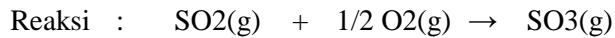
Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
----------	----	------------	----------	-------------------	-----------	----------

<Aliran 12>						
SO3	80.06	36,792.32	459.56	58846.03788	27,043,249.19	6,463,498.82
SO2	64.06	19,626.25	306.37	30678.79189	9,399,151.23	2,246,453.54
O2	32	16,396.42	512.39	19915.46796	10,204,446.63	2,438,923.97
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	18590.91885	105,541,947.65	25,225,158.74
<b>Total</b>		<b>231,829.72</b>	6,955.39		<b>125,145,545.51</b>	<b>36,374,035.07</b>

Menghitung panas reaksi pada Bed I

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$H_f SO_2 = -70940 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f SO_3 = -94390 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	SO2	1/2 O2	SO3
n (kmol)	459.56	229.78	459.56
n x ΔHf 25 (kkal)	-32,601,143.03	0	-43377810.69

$$\begin{aligned} \Delta HR_{25C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -43377810.69 - (-32,601,143.03) \\ &= -10776667.66 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$\begin{aligned} T &= 593 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &866.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO2	29692.89909	459.56	13,645,650.55	3,261,392.36
O2	19277.21168	229.78	4,429,511.81	1,058,679.90
<b>Total</b>			<b>18,075,162.36</b>	<b>4,320,072.26</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$\begin{aligned} T &= 611 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &884.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO3	58846.03788	459.56	27,043,249.19	6,463,498.82
SO2	30678.79189	306.37	9,399,151.23	2,246,453.54
O2	19915.46796	512.39	10,204,446.63	2,438,923.97
<b>Total</b>			<b>36,442,400.42</b>	<b>8,709,952.36</b>

$$\begin{aligned} \Delta HR_x &= (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta HR_x 25oC \\ &= 4,389,880.10 + (-10,776,667.66) \\ &= -6,386,787.56 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{masuk}} + \Delta H_{R_x} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{keluar}} + \\
 33,264,905.58 + -6,386,787.56 + 1 Q_{\text{supply}} &= 36,374,035.07 + 0.05 Q_{\text{supply}} \\
 & 0.95 Q_{\text{supply}} = 9,495,917.05 \text{ kkal} \\
 36,873,820.17 & Q_{\text{supply}} = 9,995,702.15 \text{ kkal} \\
 36,873,820.17 & Q_{\text{loss}} = 499,785.11 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Neraca panas Converter Bed I

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 11>		<Aliran 12>	
SO <sub>2</sub>	5,435,653.93	SO <sub>3</sub>	6,463,498.82
O <sub>2</sub>	3,419,440.58	SO <sub>2</sub>	2,246,453.54
N <sub>2</sub>	24,409,811.08	O <sub>2</sub>	2,438,923.97
		N <sub>2</sub>	25,225,158.74
ΔH <sub>R<sub>x</sub></sub>	(6,386,787.56)		
Q supply	9,995,702.15	Q loss	499,785.11
<b>Total</b>	<b>36,873,820.17</b>	<b>Total</b>	<b>36,873,820.17</b>

### 7. Converter Bed II



#### Panas bahan masuk Bed II

$$\begin{aligned}
 T_{<12>} &= 440 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 713.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Bed II

<Aliran 12>

**(SO<sub>3</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 48.5 ( 713.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 713.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 & \quad -3E-06 ( 713.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 713.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 38654.1 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 9238.57 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

**(SO<sub>2</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 38.9 ( 713.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 713.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 & \quad -1E-05 ( 713.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 713.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 21373.1 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 5108.29 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

**Oksigen (O<sub>2</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
 &= 29.1 ( 713.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 713.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 & \quad -2E-06 ( 713.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 713.15^4 - 298.15^4 )
 \end{aligned}$$

$$= 13907.7 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3324.03 \text{ kkal/kmol}$$

### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 713.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 713.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 713.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 713.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 12957.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3097.01 \text{ kkal/kmol}$$

### Panas bahan masuk Bed II

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 12>						
SO3	80.06	36,792.32	459.56	38654.11929	17,763,863.43	4,245,669.94
SO2	64.06	19,626.25	306.37	21373.05827	6,548,126.39	1,565,041.50
O2	32	16,396.42	512.39	13907.72277	7,126,150.13	1,703,192.64
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12957.87513	73,562,764.18	17,581,942.01
<b>Total</b>		<b>231,829.72</b>	<b>6,955.39</b>		<b>105,000,904.14</b>	<b>25,095,846.09</b>

### Panas bahan keluar Bed II

$$T <13> = 521 \text{ oC}$$

$$= 794.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Bed II

<Aliran 13>

### (SO3)

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 794.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 794.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 794.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 794.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 47910.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 11451 \text{ kkal/kmol}$$

### (SO2)

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 794.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 794.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 794.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 794.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 25762.3 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 6157.35 \text{ kkal/kmol}$$

### Oksigen (O2)

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 794.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 794.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 794.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 794.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 16737.5 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4000.36 \text{ kkal/kmol}$$

### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 794.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 794.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 794.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 794.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 15604.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3729.66 \text{ kkal/kmol}$$

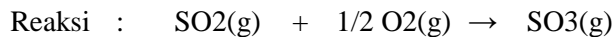
**Panas bahan keluar Bed II**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 13>						
SO3	80.06	58,131.87	726.10	47910.88081	34,788,274.25	8,314,606.27
SO2	64.06	2,551.41	39.83	25762.30733	1,026,073.55	245,237.74
O2	32	12,131.70	379.12	16737.47654	6,345,441.28	1,516,598.54
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	15604.86684	88,589,921.37	21,173,522.75
<b>Total</b>		<b>231,829.72</b>	6,822.12		<b>130,749,710.45</b>	<b>31,249,965.30</b>

Menghitung panas reaksi pada Bed II

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$H_f SO_2 = -70940 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f SO_3 = -94390 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	SO2	1/2 O2	SO3
n (kmol)	726.10	363.05	726.10
n x ΔHf 25 (kkal)	-51,509,805.99	0	-68536940.90

$$\begin{aligned} \Delta HR_{25C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -68536940.90 - (-51,509,805.99) \\ &= -17027134.91 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$\begin{aligned} T &= 440 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &713.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO2	21373.05827	726.10	15,519,059.56	3,709,148.35
O2	13907.72277	363.05	5,049,225.41	1,206,795.17
<b>Total</b>			<b>20,568,284.97</b>	<b>4,915,943.52</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$\begin{aligned} T &= 521 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &794.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO3	47910.88081	726.10	34,788,274.25	8,314,606.27
SO2	25762.30733	39.83	1,026,073.55	245,237.74
O2	16737.47654	379.12	6,345,441.28	1,516,598.54
<b>Total</b>			<b>35,814,347.80</b>	<b>8,559,844.01</b>

$$\begin{aligned} \Delta HR_x &= (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta HR_x 25^\circ\text{C} \\ &= 3,643,900.49 + (-17,027,134.91) \end{aligned}$$

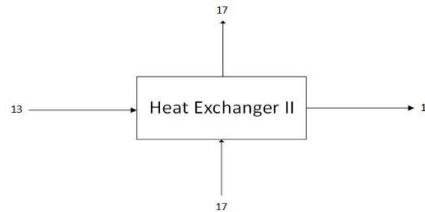
$$= -13,383,234.42 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\ \text{H masuk} + \Delta \text{HRx} + \text{Q supply} &= \text{Hkeluar} + \\ 25,095,846.09 + -13,383,234.42 + 1 \text{ Q supply} &= 31,249,965.30 + 0.05 \text{ Q supply} \\ 0.95 \text{ Q supply} &= 19,537,353.62 \text{ kkal} \\ \text{Q supply} &= 20,565,635.39 \text{ kkal} \\ \text{Q loss} &= 1,028,281.77 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Neraca panas Converter Bed II

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 12>		<Aliran 13>	
SO3	4,245,669.94	SO3	8,314,606.27
SO2	1,565,041.50	SO2	245,237.74
O2	1,703,192.64	O2	1,516,598.54
N2	17,581,942.01	N2	21,173,522.75
$\Delta \text{HRx}$	-13383234.42		
Q supply	20,565,635.39	Q loss	1,028,281.77
<b>Total</b>	<b>32,278,247.06</b>	<b>Total</b>	<b>32,278,247.06</b>

### 8. Heat Exchanger II



#### Panas bahan masuk Heat Exchanger II

$$\begin{aligned} T <13> &= 520 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 793.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T <17> &= 78 \\ &= 351.15 \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Heat Exchanger II

<Aliran 13>

(SO3)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 48.5 ( 793.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 793.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -3E-06 ( 793.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 793.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 47793.2 \text{ Joule/kmol} \\ &= 11422.9 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

(SO2)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 38.9 ( 793.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 793.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -1E-05 ( 793.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 793.15^4 - 298.15^4 ) \end{aligned}$$

$$= 25707.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 6144.34 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 793.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 793.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 793.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 793.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 16702.4 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3991.96 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 793.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 793.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 793.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 793.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 15572 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3721.79 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 17>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 4109.53 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 982.203 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 2575.09 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 615.462 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1709.93 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 408.683 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1601.64 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 382.801 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 13>						
SO3	80.06	58,131.87	726.10	47793.21973	34,702,840.09	8,294,187.00
SO2	64.06	2,551.41	39.83	25707.8855	1,023,906.01	244,719.68
O2	32	12,131.70	379.12	16702.35835	6,332,127.42	1,513,416.45
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	15571.95152	88,403,058.82	21,128,861.48



<Aliran 17>		<b>231,829.72</b>				-
SO3	80.06	305.65	3.82	4109.532554	15,689.02	3,749.77
SO2	64.06	153.08	2.39	2575.08989	6,153.72	1,470.77
O2	32	11,532.68	360.40	1709.925863	616,251.10	147,287.71
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	1601.637609	9,092,608.82	2,173,188.06
<b>Total</b>		<b>171,006.15</b>	<b>6,822.12</b>		<b>140,192,634.99</b>	<b>33,506,880.92</b>

### Panas bahan keluar Heat Exchanger II

$$T_{<13>} = 431 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 704.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$T_{<17>} = 393$$

$$666.15$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Heat Exchanger II

<Aliran 13>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 37659.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 9000.93 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 20888 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4992.37 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-2E-06 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 13595.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3249.34 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 704.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 704.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 704.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 704.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 12666.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3027.29 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 17>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 666.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 666.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 666.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 666.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 33537.4 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 8015.65 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO<sub>2</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 666.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 666.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 666.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 666.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 18847.1 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4504.56 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O<sub>2</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 666.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 666.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 666.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 666.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 12280.3 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2935.07 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N<sub>2</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 666.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 666.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 666.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 666.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 11439.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2734.21 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 13>						
SO <sub>3</sub>	80.06	58,131.87	726.10	37659.8432	27,344,956.54	6,535,608.68
SO <sub>2</sub>	64.06	2,551.41	39.83	20888.03286	831,938.61	198,838.32
O <sub>2</sub>	32	12,131.70	379.12	13595.2332	5,154,167.28	1,231,876.91
N <sub>2</sub>	28.01	159,014.73	5,677.07	12666.17644	71,906,770.26	17,186,149.53
<Aliran 17>						-
SO <sub>3</sub>	80.06	305.65	3.82	33537.43215	128,036.29	30,601.44
SO <sub>2</sub>	64.06	153.08	2.39	18847.05593	45,038.98	10,764.59
O <sub>2</sub>	32	11,532.68	360.40	12280.33038	4,425,786.65	1,057,789.56
N <sub>2</sub>	28.01	159,014.73	5,677.07	11439.91281	64,945,185.80	15,522,289.08
<b>Total</b>					<b>174,781,880.40</b>	<b>41,773,918.11</b>

Panas masuk = Panas keluar

H masuk = H keluar + Q loss

33,506,880.92 = 41,773,918.11 + Q loss

Q loss = (8,267,037.19) kkal

**Neraca panas Heat Exchanger II**

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 13>	-	<Aliran 13>	-
SO <sub>3</sub>	8,294,187.00	SO <sub>3</sub>	6,535,608.68
SO <sub>2</sub>	244,719.68	SO <sub>2</sub>	198,838.32
O <sub>2</sub>	1,513,416.45	O <sub>2</sub>	1,231,876.91
N <sub>2</sub>	21,128,861.48	N <sub>2</sub>	17,186,149.53
<Aliran 17>	-	<Aliran 17>	-
SO <sub>3</sub>	3,749.77	SO <sub>3</sub>	30,601.44
SO <sub>2</sub>	1,470.77	SO <sub>2</sub>	10,764.59
O <sub>2</sub>	147,287.71	O <sub>2</sub>	1,057,789.56
N <sub>2</sub>	2,173,188.06	N <sub>2</sub>	15,522,289.08

		Q loss	(8,267,037.19)
<b>Total</b>	<b>33,506,880.92</b>	<b>Total</b>	<b>33,506,880.92</b>

### 9. Converter Bed III



#### Panas bahan masuk Bed III

$$T_{<13>} = 430 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 703.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Bed III

<Aliran 13>

**(SO<sub>3</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 703.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 703.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 703.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 703.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 37549.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 8974.63 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO<sub>2</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 703.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 703.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 703.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 703.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 20834.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4979.49 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O<sub>2</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 703.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 703.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-2E-06 ( 703.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 703.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 13560.5 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3241.05 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N<sub>2</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 703.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 703.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 703.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 703.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 12633.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3019.55 \text{ kkal/kmol}$$

#### Panas bahan masuk Bed III

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 13>						
SO <sub>3</sub>	80.06	58,131.87	726.10	37549.79139	27,265,047.50	6,516,509.94
SO <sub>2</sub>	64.06	2,551.41	39.83	20834.1781	829,793.65	198,325.66
O <sub>2</sub>	32	12,131.70	379.12	13560.53691	5,141,013.37	1,228,733.04

N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12633.79541	71,722,940.90	17,142,213.21
<b>Total</b>		<b>231,829.72</b>	<b>6,822.12</b>		<b>104,958,795.42</b>	<b>18,569,271.92</b>

### Panas bahan keluar Bed III

$$T <14> = 451 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 724.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Bed III

<Aliran 14>

#### (SO3)

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 724.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 39878.7 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 9531.24 \text{ kkal/kmol}$$

#### (SO2)

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 724.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 21966.7 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 5250.16 \text{ kkal/kmol}$$

#### Oksigen (O2)

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-2E-06 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 724.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 14290.2 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3415.44 \text{ kkal/kmol}$$

#### Nitrogen (N2)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 724.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 13315.1 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3182.38 \text{ kkal/kmol}$$

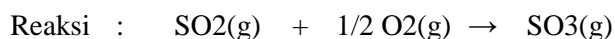
### Panas bahan keluar Bed III

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 14>						
SO3	80.06	61,129.22	763.54	39878.65613	30,449,053.01	7,277,506.36
SO2	64.06	153.08	2.39	21966.65912	52,493.92	12,546.36
O2	32	11,532.68	360.40	14290.19438	5,150,134.36	1,230,913.01
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	13315.05379	75,590,492.44	18,066,581.24
<b>Total</b>		<b>231,829.72</b>	<b>6,803.40</b>		<b>111,242,173.73</b>	<b>26,587,546.97</b>

Menghitung panas reaksi pada Bed III

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta H_{R25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$\text{Hf SO}_2 = -70940 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{Hf SO}_3 = -94390 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	SO <sub>2</sub>	1/2 O <sub>2</sub>	SO <sub>3</sub>
n (kmol)	763.54	381.77	763.54
n x ΔHf 25 (kkal)	-54,165,712.44	0	-72070786.54

$$\begin{aligned} \Delta \text{HR}_{25\text{C}} &= \Delta \text{Hf produk} - \Delta \text{Hf reaktan} \\ &= -72070786.54 - (-54,165,712.44) \\ &= -17905074.10 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$\begin{aligned} T &= 430 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &703.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO <sub>2</sub>	20834.1781	763.54	15,907,782.63	3,802,055.50
O <sub>2</sub>	13560.53691	381.77	5,177,023.84	1,237,339.76
<b>Total</b>			<b>21,084,806.47</b>	<b>5,039,395.26</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$\begin{aligned} T &= 451 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &724.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO <sub>3</sub>	39878.65613	763.54	30,449,053.01	7,277,506.36
SO <sub>2</sub>	21966.65912	2.39	52,493.92	12,546.36
O <sub>2</sub>	14290.19438	360.40	5,150,134.36	1,230,913.01
<b>Total</b>			<b>30,501,546.93</b>	<b>7,290,052.72</b>

$$\begin{aligned} \Delta \text{HR}_x &= (\text{H produk} - \text{H reaktan}) + \Delta \text{HR}_x 25^\circ\text{C} \\ &= 2,250,657.47 + (-17,905,074.10) \\ &= -15,654,416.63 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

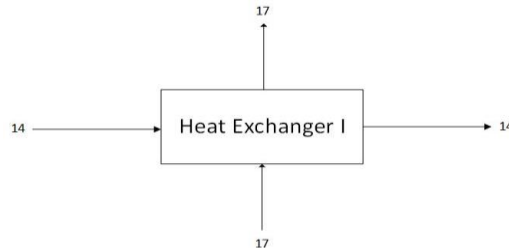
$$\begin{aligned} \text{H masuk} + \Delta \text{HR}_x + \text{Q supply} &= \text{H keluar} + \\ 18,569,271.92 + (-15,654,416.63) + 1 \text{ Q supply} &= 26,587,546.97 + 0.05 \text{ Q supply} \\ &0.95 \text{ Q supply} = 23,672,691.69 \text{ kkal} \\ &\text{Q supply} = 24,918,622.83 \text{ kkal} \\ &\text{Q loss} = 1,245,931.14 \text{ kkal} \end{aligned}$$

**Neraca panas Converter Bed III**

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 13>		<Aliran 14>	
SO <sub>2</sub>	198,325.66	SO <sub>3</sub>	7,277,506.36
O <sub>2</sub>	1,228,733.04	SO <sub>2</sub>	12,546.36
N <sub>2</sub>	17,142,213.21	O <sub>2</sub>	1,230,913.01

		N2	18,066,581.24
$\Delta H_{R_x}$	-15654416.63		
Q supply	24,918,622.83	Q loss	1,245,931.14
<b>Total</b>	<b>27,833,478.12</b>	<b>Total</b>	<b>27,833,478.12</b>

### 8. Heat Exchanger I



#### Panas bahan masuk Heat Exchanger I

$$\begin{aligned}
 T_{<12>} &= 610 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 883.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{<17>} &= 78 \\
 &= 351.15
 \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Heat Exchanger I

<Aliran 12>

(SO3)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 48.5 ( 883.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 883.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -3E-06 ( 883.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 883.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 58720.8 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 14034.6 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

(SO2)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 38.9 ( 883.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 883.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -1E-05 ( 883.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 883.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 30624 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 7319.32 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Oksigen (O2)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
 &= 29.1 ( 883.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 883.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -2E-06 ( 883.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 883.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 19880 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 4751.43 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Nitrogen (N2)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4 \\
 &= 29 ( 883.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 883.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad 1.9E-06 ( 883.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 883.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 18557.5 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 4435.35 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

<Aliran 17>

**(SO3)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 48.5 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\ &\quad -3E-06 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\ &= 4109.53 \text{ Joule/kmol} \\ &= 982.203 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**(SO2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 38.9 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\ &\quad -1E-05 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\ &= 2575.09 \text{ Joule/kmol} \\ &= 615.462 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29.1 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\ &\quad -2E-06 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\ &= 1709.93 \text{ Joule/kmol} \\ &= 408.683 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29 ( 351.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 351.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\ &\quad 1.9E-06 ( 351.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 351.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\ &= 1601.64 \text{ Joule/kmol} \\ &= 382.801 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 12>						
SO3	80.06	36,792.32	459.56	58720.78092	26,985,686.18	6,449,740.91
SO2	64.06	19,626.25	306.37	30623.99109	9,382,361.75	2,242,440.75
O2	32	16,396.42	512.39	19879.97578	10,186,260.86	2,434,577.46
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	18557.48723	105,352,154.03	25,179,796.93
<Aliran 17>		<b>231,829.72</b>				-
SO3	80.06	305.65	3.82	4109.532554	15,689.02	3,749.77
SO2	64.06	153.08	2.39	2575.08989	6,153.72	1,470.77
O2	32	11,532.68	360.40	1709.925863	616,251.10	147,287.71
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	1601.637609	9,092,608.82	2,173,188.06
<b>Total</b>		<b>171,006.15</b>			<b>161,637,165.46</b>	<b>38,632,252.37</b>

**Panas bahan keluar Heat Exchanger I**

$$\begin{aligned} T_{<12>} &= 441 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &= 714.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{<17>} &= 442 \\ &715.15 \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Heat Exchanger I

<Aliran 12>

**(SO3)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\
&= 48.5 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -3E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 38765 \text{ Joule/kmol} \\
&= 9265.07 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**(SO2)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
&= 38.9 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -1E-05 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 21427 \text{ Joule/kmol} \\
&= 5121.18 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29.1 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -2E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 13942.5 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3332.33 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad 1.9E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 12990.3 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3104.76 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

&lt;Aliran 17&gt;

**(SO3)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\
&= 48.5 ( 715.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 715.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -3E-06 ( 715.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 715.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 38876 \text{ Joule/kmol} \\
&= 9291.6 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**(SO2)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
&= 38.9 ( 715.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 715.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -1E-05 ( 715.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 715.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 21480.9 \text{ Joule/kmol} \\
&= 5134.07 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29.1 ( 715.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 715.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -2E-06 ( 715.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 715.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 13977.2 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3340.64 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$



$$\begin{aligned}
&= 29 ( 715.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 715.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad 1.9E-06 ( 715.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 715.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 13022.8 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3112.52 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

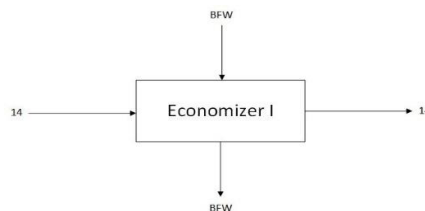
Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 12>						
SO3	80.06	36,792.32	459.56	38765.01767	17,814,827.82	4,257,850.74
SO2	64.06	19,626.25	306.37	21426.98643	6,564,648.52	1,568,990.39
O2	32	16,396.42	512.39	13942.46849	7,143,953.42	1,707,447.73
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12990.31602	73,746,933.38	17,625,959.56
<Aliran 17>						
SO3	80.06	305.65	3.82	38876.00069	148,417.41	35,472.65
SO2	64.06	153.08	2.39	21480.92179	51,333.15	12,268.93
O2	32	11,532.68	360.40	13977.21911	5,037,339.21	1,203,954.29
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	13022.7629	73,931,136.55	17,669,985.22
<b>Total</b>					<b>184,438,589.48</b>	<b>44,081,929.52</b>

$$\begin{aligned}
\text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\
\text{H masuk} &= \text{H keluar} + \text{Q loss} \\
38,632,252.37 &= 44,081,929.52 + \text{Q loss} \\
\text{Q loss} &= (5,449,677.15) \text{ kkal}
\end{aligned}$$

#### Neraca panas Heat Exchanger I

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 12>		<Aliran 12>	
SO3	6,449,740.91	SO3	4,257,850.74
SO2	2,242,440.75	SO2	1,568,990.39
O2	2,434,577.46	O2	1,707,447.73
N2	25,179,796.93	N2	17,625,959.56
<Aliran 17>		<Aliran 17>	
SO3	3,749.77	SO3	35,472.65
SO2	1,470.77	SO2	12,268.93
O2	147,287.71	O2	1,203,954.29
N2	2,173,188.06	N2	17,669,985.22
		Q loss	(5,449,677.15)
<b>Total</b>	<b>38,632,252.37</b>	<b>Total</b>	<b>38,632,252.37</b>

#### 11. Economizer I



#### Panas bahan masuk Economizer I

$$T <14> = 451 \text{ oC} \qquad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 724.15 \text{ K}$$

$$298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Economizer I

<Aliran 14>

**(SO3)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 48.5 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -3E-06 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 724.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 39878.7 \text{ Joule/kmol} \\ &= 9531.24 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**(SO2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 38.9 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -1E-05 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 724.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 21966.7 \text{ Joule/kmol} \\ &= 5250.16 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Oksigen (O2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29.1 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -2E-06 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 724.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 14290.2 \text{ Joule/kmol} \\ &= 3415.44 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4 \\ &= 29 ( 724.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 724.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad 1.9E-06 ( 724.15^3 - 298.15^3 ) + -7E-10 ( 724.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 13315.1 \text{ Joule/kmol} \\ &= 3182.38 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 14>						
SO3	80.06	61,129.22	763.54	39878.65613	30,449,053.01	7,277,506.36
SO2	64.06	153.08	2.39	21966.65912	52,493.92	12,546.36
O2	32	11,532.68	360.40	14290.19438	5,150,134.36	1,230,913.01
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	13315.05379	75,590,492.44	18,066,581.24
<b>Total</b>		231,829.72			<b>111,242,173.73</b>	<b>26,587,546.97</b>

**Panas bahan keluar Economizer I**

$$\begin{aligned} T_{<14>} &= 220 \text{ oC} \\ &= 493.15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Economizer I

<Aliran 14>

**(SO3)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 48.5 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 493.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -3E-06 ( 493.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 493.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 16321.7 \text{ Joule/kmol} \\ &= 3901 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 9737.31 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2327.28 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 6395.47 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1528.56 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 5966.12 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1425.94 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 14>						
SO3	80.06	61,129.22	763.54	16321.74819	12,462,350.14	2,978,576.46
SO2	64.06	153.08	2.39	9737.310833	23,269.34	5,561.51
O2	32	11,532.68	360.40	6395.474406	2,304,905.84	550,886.33
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	5966.121426	33,870,088.96	8,095,154.48
<b>Total</b>		<b>231,829.72</b>			<b>48,660,614.29</b>	<b>11,630,178.78</b>

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\text{H masuk} = \text{H keluar} + \text{Q loss}$$

$$26,587,546.97 = 11,630,178.78 + \text{Q loss}$$

$$\text{Q loss} = 14,957,368.20 \text{ kkal}$$

Massa BFW

$$\text{T masuk} = 105 \text{ oC} \quad \text{T reff} = 25 \text{ oC}$$

$$= 378.15 \text{ K} \quad \quad \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$\text{T keluar} = 248 \text{ oC}$$

$$= 521.15 \text{ K}$$

**H masuk (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 378.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 378.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 378.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 378.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 6026.14 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1440.28 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H} = n \times \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 1440.28$$

$$= 80.02 \text{ m} \quad \text{periksa lagi perhitungannya}$$

**H keluar (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 521.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 521.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 521.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 521.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 17384.1 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4154.91 \text{ kkal/kmol}$$

$$H = n \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 4154.91$$

$$= 230.83 \text{ m}$$

$$Q \text{ terserap} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$14,957,368.20 = 230.83 \text{ m} - 80.02 \text{ m}$$

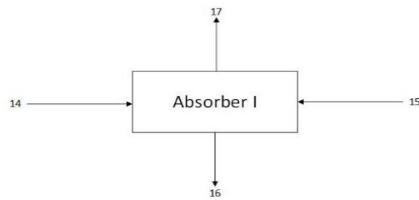
$$150.81 \text{ m} = 14,957,448.21 \text{ kg}$$

$$\text{m} = 99,179.11 \text{ kg/jam}$$

**Neraca panas Economizer I**

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 14>		<Aliran 14>	
SO3	7,277,506.36	SO3	2,978,576.46
SO2	12,546.36	SO2	5,561.51
O2	1,230,913.01	O2	550,886.33
N2	18,066,581.24	N2	8,095,154.48
		Q loss	14,957,368.20
<b>Total</b>	<b>26,587,546.97</b>	<b>Total</b>	<b>26,587,546.97</b>

**12. Absorber I**



**Panas bahan masuk Absorber I**

$$T <14> = 220 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 493.15 \text{ K} \quad \quad \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$T <15> = 80 \text{ oC}$$

$$= 353.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Absorber I

<Aliran 14>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 16321.7 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3901 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 9737.31 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2327.28 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 6395.47 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1528.56 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 493.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 493.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 493.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 493.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 5966.12 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1425.94 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 15>

**Asam sulfat (H2SO4)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 )$$

$$= 10442.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2495.89 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 4131.82 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 987.53 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan masuk Absorber I**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 14>						
SO3	80.06	61,129.22	763.54	16321.74819	12,462,350.14	2,978,576.46
SO2	64.06	153.08	2.39	9737.310833	23,269.34	5,561.51
O2	32	11,532.68	360.40	6395.474406	2,304,905.84	550,886.33
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	5966.121426	33,870,088.96	8,095,154.48
<Aliran 15>						
H2SO4	98.08	1,544,719.07	15,749.58	10442.78593	164,469,520.49	39,309,202.21
H2O	18.02	23,523.64	1,305.42	4131.820681	5,393,754.99	1,289,139.81
<b>Total</b>			<b>6,803.40</b>		<b>218,523,889.77</b>	<b>52,228,520.80</b>

**Panas bahan keluar Absorber I**

$$T <16> = 116 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 389.15 \text{ K} \qquad \qquad \qquad 298.15 \text{ K}$$

$$T_{<17>} = 80 \text{ oC}$$

$$= 353.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Absorber I

<Aliran 16>

**Asam sulfat (H2SO4)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 389.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 389.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 )$$

$$= 17533.4 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 4190.59 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 389.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 389.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 389.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 389.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 6863.5 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1640.42 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 17>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 4269.41 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1020.41 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 2673.42 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 638.963 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1774.89 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 424.209 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1662.36 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 397.313 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan keluar Absorber I**

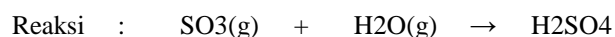
Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 16>						

H2SO4	98.08	1,619,232.89	16,509.31	17533.42819	289,464,758.96	69,183,814.18
H2O	18.02	9,833.40	545.69	6863.499721	3,745,367.66	895,165.34
<Aliran 17>						-
SO3	80.06	305.65	3.82	6863.499721	26,202.87	6,262.64
SO2	64.06	153.08	2.39	2673.419924	6,388.70	1,526.94
O2	32	11,532.68	360.40	1774.889104	639,663.61	152,883.44
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	1662.355115	9,437,306.35	2,255,572.84
<b>Total</b>			6,043.67		<b>303,319,688.15</b>	<b>72,495,225.39</b>

Menghitung panas reaksi pada Absorber I

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$H_f SO_3 = -94390 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f H_2O = -68317 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f H_2SO_4 = -212030 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	SO3	H2O	H2SO4
n (kmol)	16,509.31	16,509.31	16,509.31
n x ΔHf 25 (kkal)	-1,558,313,543.13	-1,127,872,970	-3500468487.65

$$\begin{aligned} \Delta HR_{25C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -3500468487.65 - (-2,686,186,513.27) \\ &= -814281974.39 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$\begin{aligned} T &= 220 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &493.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO3	16321.74819	16,509.31	269,460,761.26	64,402,738.71
H2O	4131.820681	16,509.31	68,213,498.51	16,303,435.43
<b>Total</b>			<b>337,674,259.77</b>	<b>80,706,174.13</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$\begin{aligned} T &= 80 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &353.15 \text{ K} & &298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH produk (Joule)	ΔH produk (kkal)
SO3	6863.499721	3.82	26,202.87	6,262.64
H2SO4	17533.42819	16,509.31	289,464,758.96	69,183,814.18
<b>Total</b>			<b>289,490,961.83</b>	<b>69,190,076.82</b>

$$\begin{aligned} \Delta HR_x &= (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta HR_x 25\text{oC} \\ &= -11,516,097.31 + (-814,281,974.39) \\ &= -825,798,071.69 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\
 H \text{ masuk} + \Delta H R_x + Q \text{ supply} &= H \text{ keluar} + \\
 52,228,520.80 + -825,798,071.69 + 1 Q \text{ supply} &= 72,495,225.39 + 0.05 Q \text{ supply} \\
 0.95 Q \text{ supply} &= 846,064,776.28 \text{ kkal} \\
 Q \text{ supply} &= 890,594,501.35 \text{ kkal} \\
 Q \text{ loss} &= 44,529,725.07 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Neraca panas Absorber I

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 14>		<Aliran 16>	
SO3	2,978,576.46	H2SO4	69,183,814.18
SO2	5,561.51	H2O	895,165.34
O2	550,886.33	<Aliran 17>	
N2	8,095,154.48	SO3	6,262.64
<Aliran 15>		SO2	1,526.94
H2SO4	39,309,202.21	O2	152,883.44
H2O	1,289,139.81	N2	2,255,572.84
$\Delta H R_x$	-825,798,071.69		
Q supply	890,594,501.35	Q loss	44,529,725.07
<b>Total</b>	<b>117,024,950.45</b>	<b>Total</b>	<b>117,024,950.45</b>

### 13. Converter Bed IV



#### Panas bahan masuk Bed IV

$$\begin{aligned}
 T <17> &= 420 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 693.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Bed IV

<Aliran 117>

(SO3)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 48.5 ( 693.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 693.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -3E-06 ( 693.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 693.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 36453.9 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 8712.71 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

(SO2)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
 &= 38.9 ( 693.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 693.15^2 - 298.15^2 ) + \\
 &\quad -1E-05 ( 693.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 693.15^4 - 298.15^4 ) \\
 &= 20296 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 4850.88 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$



**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 693.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 693.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 693.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 693.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 13213.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3158.19 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 693.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 693.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 693.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 693.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 12310.3 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2942.24 \text{ kkal/kmol}$$

**Panas bahan masuk Bed IV**

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 17>						
SO3	80.06	305.65	3.82	36453.93111	139,170.65	33,262.62
SO2	64.06	153.08	2.39	20296.04715	48,501.64	11,592.18
O2	32	11,532.68	360.40	13213.84888	4,762,223.34	1,138,199.95
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12310.3147	69,886,518.27	16,703,297.19
<b>Total</b>		171,006.15	6,043.67		<b>74,836,413.91</b>	<b>17,853,089.32</b>

**Panas bahan keluar Bed IV**

$$T <14> = 441 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 714.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

**Menghitung elthalpy aliran keluar Bed IV**

&lt;Aliran 18&gt;

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 38765 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 9265.07 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 21427 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 5121.18 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 13942.5 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3332.33 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 12990.3 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3104.76 \text{ kkal/kmol}$$

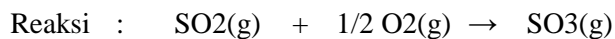
#### Panas bahan keluar Bed IV

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 14>						
SO3	80.06	496.45	6.20	38765.01767	240,380.70	57,452.43
SO2	64.06	0.41	0.01	21426.98643	138.25	33.04
O2	32	11,494.55	359.20	13942.46849	5,008,200.97	1,196,990.08
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12990.31602	73,746,933.38	17,625,959.56
<b>Total</b>		171,006.15	6,042.48		<b>78,995,653.30</b>	<b>18,880,435.11</b>

Menghitung panas reaksi pada Bed IV

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$H_f SO_2 = -70940 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f SO_3 = -94390 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	SO2	1/2 O2	SO3
n (kmol)	6.20	3.10	6.20
n x ΔHf 25 (kkal)	-439,896.79	0	-585309.52

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -585309.52 - -439,896.79$$

$$= -145412.74 \text{ kkal}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$T = 420 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$693.15 \text{ K} \quad 298.15 \text{ K}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO2	20296.04715	6.20	125,855.17	30,080.14
O2	13213.84888	3.10	40,969.34	9,791.92
<b>Total</b>			<b>166,824.51</b>	<b>39,872.06</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$T = 441 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$714.15 \text{ K} \quad 298.15 \text{ K}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH produk (Joule)	ΔH produk (kkal)
SO3	38765.01767	6.20	240,380.70	57,452.43

SO2	21426.98643	0.01	138.25	33.04
O2	13942.46849	359.20	5,008,200.97	1,196,990.08
<b>Total</b>			<b>240,518.95</b>	<b>57,485.47</b>

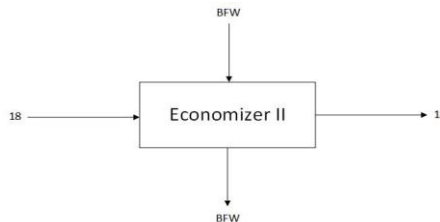
$$\begin{aligned} \Delta HR_x &= (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta HR_x \text{ 25oC} \\ &= 17,613.41 + -145,412.74 \\ &= -127,799.32 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\ H \text{ masuk} + \Delta HR_x + Q \text{ supply} &= H \text{ keluar} + \\ 17,853,089.32 + -127,799.32 + 1 Q \text{ supply} &= 18,880,435.11 + 0.05 Q \text{ supply} \\ &0.95 Q \text{ supply} = 1,155,145.12 \text{ kkal} \\ Q \text{ supply} &= 1,215,942.23 \text{ kkal} \\ Q \text{ loss} &= 60,797.11 \text{ kkal} \end{aligned}$$

#### Neraca panas Converter Bed IV

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 17>		<Aliran 14>	
SO2	11,592.18	SO3	57,452.43
O2	1,138,199.95	SO2	33.04
N2	16,703,297.19	O2	1,196,990.08
		N2	17,625,959.56
$\Delta HR_x$	-127799.32		
Q supply	1,215,942.23	Q loss	60,797.11
<b>Total</b>	<b>18,941,232.22</b>	<b>Total</b>	<b>18,941,232.22</b>

#### 14. Economizer II



#### Panas bahan masuk Economizer II

$$\begin{aligned} T <18> &= 441 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &= 714.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Economizer II

<Aliran 18>

(SO3)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\ &= 48.5 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 714.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -3E-06 ( 714.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 714.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 38765 \text{ Joule/kmol} \\ &= 9265.07 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

(SO2)

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$\begin{aligned}
&= 38.9 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -1E-05 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 21427 \text{ Joule/kmol} \\
&= 5121.18 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

#### Oksigen (O2)

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29.1 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -2E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 13942.5 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3332.33 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

#### Nitrogen (N2)

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29 ( 714.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 714.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad 1.9E-06 ( 714.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 714.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 12990.3 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3104.76 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 18>						
SO3	80.06	496.45	6.20	38765.01767	240,380.70	57,452.43
SO2	64.06	0.41	0.01	21426.98643	138.25	33.04
O2	32	11,494.55	359.20	13942.46849	5,008,200.97	1,196,990.08
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	12990.31602	73,746,933.38	17,625,959.56
<b>Total</b>		171,006.15			<b>78,995,653.30</b>	<b>18,880,435.11</b>

#### Panas bahan keluar Economizer II

$$\begin{aligned}
T_{<18>} &= 190 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
&= 463.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K}
\end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Economizer II

<Aliran 18>

#### (SO3)

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4 \\
&= 48.5 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -3E-06 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 13596.7 \text{ Joule/kmol} \\
&= 3249.7 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

#### (SO2)

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\
&= 38.9 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -1E-05 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 8196.18 \text{ Joule/kmol} \\
&= 1958.94 \text{ kkal/kmol}
\end{aligned}$$

#### Oksigen (O2)

$$\begin{aligned}
\int C_p dT &= \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4 \\
&= 29.1 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
&\quad -2E-06 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
&= 5393.75 \text{ Joule/kmol}
\end{aligned}$$

$$= 1289.14 \text{ kkal/kmol}$$

### Nitrogen (N<sub>2</sub>)

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 5034.73 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1203.33 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 18>						
SO <sub>3</sub>	80.06	496.45	6.20	13596.73291	84,312.93	20,151.30
SO <sub>2</sub>	64.06	0.41	0.01	8196.181817	52.88	12.64
O <sub>2</sub>	32	11,494.55	359.20	5393.75254	1,937,461.56	463,064.94
N <sub>2</sub>	28.01	159,014.73	5,677.07	5034.733512	28,582,534.58	6,831,397.26
<b>Total</b>		<b>171,006.15</b>			<b>30,604,361.95</b>	<b>7,314,626.13</b>

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\text{H masuk} = \text{H keluar} + \text{Q loss}$$

$$18,880,435.11 = 7,314,626.13 + \text{Q loss}$$

$$\text{Q loss} = 11,565,808.98 \text{ kkal}$$

### Massa BFW

$$\text{T masuk 1} = 105 \text{ oC} \quad \text{T reff} = 25 \text{ oC}$$

$$= 378.15 \text{ K} \quad \quad \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$\text{T masuk 2} = 174 \text{ oC}$$

$$= 447.15 \text{ K}$$

$$\text{T keluar 1} = 248 \text{ oC}$$

$$= 521.15 \text{ K}$$

$$\text{T keluar 2} = 242 \text{ oC}$$

$$= 515.15 \text{ K}$$

### H masuk (H<sub>2</sub>O) 1

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 378.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 378.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 378.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 378.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 6026.14 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1440.28 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H} = n \times \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 1440.28$$

$$= 80.02 \text{ m}$$

### H masuk (H<sub>2</sub>O) 2

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 447.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 447.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 447.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 447.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 11342.7 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2710.98 \text{ kkal/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 H &= n \times \int C_p dT \\
 &= m/18 \times 2710.98 \\
 &= 150.61 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### H keluar (H2O) 1

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\
 &= 18.3 ( 521.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 521.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
 &\quad -0.0004 ( 521.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 521.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
 &= 17384.1 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 4154.91 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= n \times \int C_p dT \\
 &= m/18 \times 4154.91 \\
 &= 230.83 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### H keluar (H2O) 2

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\
 &= 18.3 ( 515.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 515.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\
 &\quad -0.0004 ( 515.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 515.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\
 &= 16872.1 \text{ Joule/kmol} \\
 &= 4032.53 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

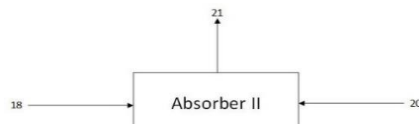
$$\begin{aligned}
 H &= n \times \int C_p dT \\
 &= m/18 \times 4032.53 \\
 &= 224.03 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ terserap} &= H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk} \\
 11,565,808.98 &= 230.83 \text{ m} - 80.02 \text{ m} \\
 150.81 \text{ m} &= 11,565,808.98 \text{ kg} \\
 \text{m} &= 76,689.99 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### Neraca panas Economizer II

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 18>		<Aliran 18>	
SO3	57,452.43	SO3	20,151.30
SO2	33.04	SO2	12.64
O2	1,196,990.08	O2	463,064.94
N2	17,625,959.56	N2	6,831,397.26
		Q loss	11,565,808.98
<b>Total</b>	<b>18,880,435.11</b>	<b>Total</b>	<b>18,880,435.11</b>

### 12. Absorber II



**Panas bahan masuk Absorber II**

$$T_{<18>} = 190 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 463.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$T_{<20>} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 353.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Absorber II

<Aliran 18>

**(SO3)**

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-3E-06 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 8.1E-10 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 13596.7 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3249.7 \text{ kkal/kmol}$$

**(SO2)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 8196.18 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1958.94 \text{ kkal/kmol}$$

**Oksigen (O2)**

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-2E-06 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-10 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 5393.75 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1289.14 \text{ kkal/kmol}$$

**Nitrogen (N2)**

$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 463.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 463.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 463.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 463.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 5034.73 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1203.33 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 20>

**Asam sulfat (H2SO4)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 )$$

$$= 10442.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2495.89 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 4131.82 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 987.53 \text{ kkal/kmol}$$

### Panas bahan masuk Absorber II

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 18>						
SO3	80.06	496.45	6.20	13596.73291	84,312.93	20,151.30
SO2	64.06	0.41	0.01	8196.181817	52.88	12.64
O2	32	11,494.55	359.20	5393.75254	1,937,461.56	463,064.94
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	5034.733512	28,582,534.58	6,831,397.26
<Aliran 20>						
H2SO4	98.08	7,794.12	79.47	10442.78593	829,856.51	198,340.69
H2O	18.02	118.69	6.59	4131.820681	27,215.03	6,504.56
<b>Total</b>			6,042.48		<b>31,461,433.48</b>	<b>7,519,471.37</b>

### Panas bahan keluar Absorber II

$$T <21> = 80 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 353.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

$$T <22> = 91 \text{ oC}$$

$$= 364.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Absorber II

<Aliran 22>

#### Asam sulfat (H2SO4)

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 364.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 364.15^2 - 298.15^2 )$$

$$= 12587.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3008.59 \text{ kkal/kmol}$$

#### Air (H2O)

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 364.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 364.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-0.0004 ( 364.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-07 ( 364.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 4963.97 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1186.42 \text{ kkal/kmol}$$

<Aliran 21>

#### (SO3)

$$\int C_p dT = \int 48.5 T + 0.09188 / 2 T^2 + -9E-06 / 3 T^3 + 3.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 48.5 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.04594 ( 353.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-3E-06 ( 353.15^3 - 298.15^3 ) + 8.1E-10 ( 353.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 4269.41 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1020.41 \text{ kkal/kmol}$$

#### Oksigen (O2)

$$\int C_p dT = \int 29.1 T + 0.01158 / 2 T^2 + -6E-06 / 3 T^3 + 1.3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29.1 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.00579 ( 353.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-2E-06 ( 353.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-10 ( 353.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 1774.89 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 424.209 \text{ kkal/kmol}$$

#### Nitrogen (N2)



$$\int C_p dT = \int 29 T + 0.0022 / 2 T^2 + 5.7E-06 / 3 T^3 + -3E-09 / 4 T^4$$

$$= 29 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.0011 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$1.9E-06 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + -7E-10 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1662.36 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 397.313 \text{ kkal/kmol}$$

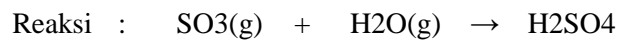
### Panas bahan keluar Absorber II

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 22>						
H2SO4	98.08	8,400.67	85.65	12587.93481	1,078,171.63	257,689.49
H2O	18.02	7.25	0.40	4963.973772	1,997.82	477.49
<Aliran 21>						-
SO3	80.06	1.34	0.02	4269.408532	71.48	17.08
O2	32	11,494.55	359.20	1774.889104	637,548.60	152,377.94
N2	28.01	159,014.73	5,677.07	1662.355115	9,437,306.35	2,255,572.84
<b>Total</b>			6,036.29		<b>11,155,095.89</b>	<b>2,666,134.85</b>

Menghitung panas reaksi pada Absorber II

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25oC, sehingga perhitungan

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi

$$H_f \text{ SO}_3 = -94390 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f \text{ H}_2\text{O} = -68317 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -193690 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	SO3	H2O	H2SO4
n (kmol)	85.65	85.65	85.65
n x ΔHf 25 (kkal)	-8,084,616.07	-5,851,467	-16589779.50

$$\Delta HR_{25C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -16589779.50 - -13,936,082.86$$

$$= -2653696.64 \text{ kkal}$$

Karena hasilnya minus, maka reaksi ini termasuk **reaksi eksoterm**

Menghitung panas enthalpy reaktan

$$T = 190 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$463.15 \text{ K} \quad 298.15 \text{ K}$$

Reaktan yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	ΔH reaktan (Joule)	ΔH reaktan (kkal)
SO3	13596.73291	85.65	1,164,576.39	278,340.74
H2O	4131.820681	85.65	353,895.37	84,583.12
<b>Total</b>			<b>1,518,471.76</b>	<b>362,923.86</b>

Menghitung panas enthalpy produk

$$T = 91 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$364.15 \text{ K} \quad 298.15 \text{ K}$$

Produk yang bereaksi

Komponen	Cpdt (Joule/kmol)	n (kmol)	$\Delta H$ produk (Joule)	$\Delta H$ produk (kkal)
SO <sub>3</sub>	4269.408532	0.02	71.48	17.08
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12587.93481	85.65	1,078,171.63	257,689.49
<b>Total</b>			<b>1,078,243.11</b>	<b>257,706.57</b>

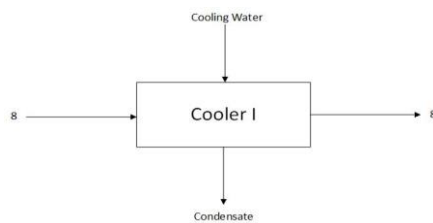
$$\begin{aligned} \Delta H_{Rx} &= (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta H_{Rx} \text{ 25oC} \\ &= -105,217.29 + -2,653,696.64 \\ &= -2,758,913.93 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\ H \text{ masuk} + \Delta H_{Rx} + Q \text{ supply} &= H \text{ keluar} + \\ 7,519,471.37 + -2,758,913.93 + 1 Q \text{ supply} &= 2,666,134.85 + 0.05 Q \text{ supply} \\ &0.95 Q \text{ supply} = (2,094,422.59) \text{ kkal} \\ Q \text{ supply} &= (2,204,655.36) \text{ kkal} \\ Q \text{ loss} &= (110,232.77) \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Neraca panas Absorber II

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 18>		<Aliran 22>	
SO <sub>3</sub>	20,151.30	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	257,689.49
SO <sub>2</sub>	12.64	H <sub>2</sub> O	477.49
O <sub>2</sub>	463,064.94	<Aliran 21>	
N <sub>2</sub>	6,831,397.26	SO <sub>3</sub>	17.08
<Aliran 20>		O <sub>2</sub>	152,377.94
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	198,340.69	N <sub>2</sub>	2,255,572.84
H <sub>2</sub> O	6,504.56		
$\Delta H_{Rx}$	-2,758,913.93	Q loss	(110,232.77)
Q supply	(2,204,655.36)		
<b>Total</b>	<b>2,555,902.08</b>	<b>Total</b>	<b>2,555,902.08</b>

### 16. Cooler I



#### Panas bahan masuk Cooler I

$$\begin{aligned} T_{<8>} &= 98 \text{ oC} & T_{\text{reff}} &= 25 \text{ oC} \\ &= 371.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Cooler I

<Aliran 8>

#### Asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2 \\ &= 139 ( 371.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 371.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &= 13962.9 \text{ Joule/kmol} \\ &= 3337.21 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

**Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 371.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 371.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 371.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 371.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 3561.98 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 851.334 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 8>						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08	910,330.99	9,281.51	13962.85126	129,596,413.21	30,974,320.34
H <sub>2</sub> O	18.02	13,862.91	769.31	3561.977949	2,740,253.85	654,937.11
<b>Total</b>		924,193.90			<b>132,336,667.06</b>	<b>31,629,257.45</b>

**Panas bahan keluar Cooler I**

$$T_{<8>} = 60 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 333.15 \text{ K} \quad \quad \quad 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Cooler I

&lt;Aliran 8&gt;

**Asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 333.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$= 6590.84 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 1575.25 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 333.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 333.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 333.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1693.81 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 404.831 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 8>						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08	910,330.99	9,281.51	6590.844225	61,173,019.47	14,620,718.69
H <sub>2</sub> O	18.02	13,862.91	769.31	1693.809538	1,303,059.19	311,438.96
<b>Total</b>					<b>62,476,078.65</b>	<b>14,932,157.65</b>

Panas masuk = Panas keluar

H masuk = H keluar + Q loss

31,629,257.45 = 14,932,157.65 + Q loss

Q terserap = 16,697,099.79 kkal

Massa Cooling water

$$T_{\text{masuk}} = 30 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 303.15 \text{ K} \quad \quad \quad 298.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 39.2 \text{ oC}$$

$$= 312.35 \text{ K}$$

**H masuk (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 303.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 303.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 303.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 303.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 373.401 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 89.245 \text{ kkal/kmol}$$

$$H = n \times \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 89.245$$

$$= 4.96 \text{ m}$$

### H keluar (H2O)

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 312.35 - 298.15 ) + 0.236 ( 312.35 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 312.35 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 312.35 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 1061.79 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 253.773 \text{ kkal/kmol}$$

$$H = n \times \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 253.773$$

$$= 14.10 \text{ m} \qquad 9,056,987.82$$

$$Q \text{ terserap} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$16,697,099.79 = 14.10 \text{ m} - 4.96 \text{ m}$$

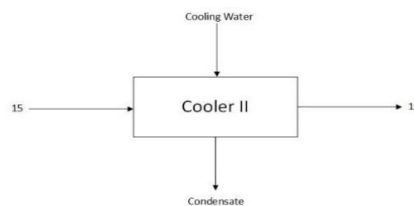
$$9.14 \text{ m} = 16,697,099.79 \text{ kg}$$

$$\text{m} = 1,826,722.37 \text{ kg/jam}$$

### Neraca panas Cooler I

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 8>	-	<Aliran 8>	-
H2SO4	30,974,320.34	H2SO4	14,620,718.69
H2O	654,937.11	H2O	311,438.96
		Q terserap	16,697,099.79
<b>Total</b>	<b>31,629,257.45</b>	<b>Total</b>	<b>31,629,257.45</b>

### 17. Cooler II



### Panas bahan masuk Cooler II

$$T <15> = 98 \text{ oC} \qquad T \text{ reff} = 25 \text{ oC}$$

$$= 371.15 \text{ K} \qquad \qquad \qquad 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Cooler II  
<Aliran 15>

**Asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 371.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 371.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$= 13962.9 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 3337.21 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 371.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 371.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 371.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 371.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 3561.98 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 851.334 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 15>						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08	1,544,267.60	15,744.98	13962.85126	219,844,807.91	52,544,228.16
H <sub>2</sub> O	18.02	23,516.77	1,305.04	3561.977949	4,648,512.76	1,111,022.44
<b>Total</b>		<b>1,567,784.36</b>			<b>224,493,320.67</b>	<b>53,655,250.60</b>

**Panas bahan keluar Cooler II**

$$T <15> = 80 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 353.15 \text{ K} \quad \quad \quad 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Cooler II

&lt;Aliran 15&gt;

**Asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$= 10442.8 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2495.89 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 353.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-1E-05 ( 353.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 2E-09 ( 353.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 2673.42 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 638.963 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 15>						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08	1,544,267.60	15,744.98	10442.78593	164,421,451.17	39,297,713.36
H <sub>2</sub> O	18.02	23,516.77	1,305.04	2673.419924	3,488,911.72	833,870.84
<b>Total</b>					<b>167,910,362.89</b>	<b>40,131,584.19</b>

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\text{H masuk} = \text{H keluar} + \text{Q terserap}$$

$$53,655,250.60 = 40,131,584.19 + \text{Q terserap}$$

$$\text{Q terserap} = 13,523,666.41 \text{ kkal}$$

Massa Cooling water

$$T_{\text{masuk}} = 30 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 303.15 \text{ K} \quad \quad \quad 298.15 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 333.15 \text{ K}$$

### H masuk (H<sub>2</sub>O)

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 303.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 303.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 303.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 303.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 373.401 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 89.245 \text{ kkal/kmol}$$

$$H = n \times \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 89.245$$

$$= 4.96 \text{ m}$$

### H keluar (H<sub>2</sub>O)

$$\int C_p dT = \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4$$

$$= 18.3 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 333.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) +$$

$$-0.0004 ( 333.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 333.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 )$$

$$= 2623.65 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 627.068 \text{ kkal/kmol}$$

$$H = n \times \int C_p dT$$

$$= m/18 \times 627.068$$

$$= 34.84 \text{ m}$$

$$Q \text{ terserap} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$13,523,666.41 = 34.84 \text{ m} - 4.96 \text{ m}$$

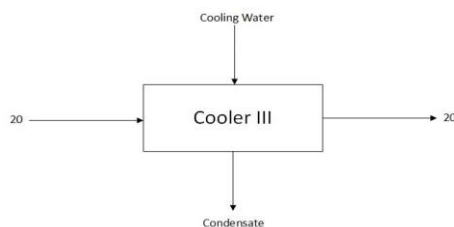
$$29.88 \text{ m} = 13,523,666.41 \text{ kg}$$

$$\text{m} = 452,613.42 \text{ kg/jam}$$

### Neraca panas Cooler II

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 15>	-	<Aliran 15>	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	52,544,228.16	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	39,297,713.36
H <sub>2</sub> O	1,111,022.44	H <sub>2</sub> O	833,870.84
		Q terserap	13,523,666.41
<b>Total</b>	<b>53,655,250.60</b>	<b>Total</b>	<b>53,655,250.60</b>

### 18. Cooler III



### Panas bahan masuk Cooler III

$$T_{<20>} = 90 \text{ oC} \\ = 363.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC} \\ = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Cooler III

<Aliran 20>

**Asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2 \\ = 139 ( 363.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 363.15^2 - 298.15^2 ) + \\ = 12392.1 \text{ Joule/kmol} \\ = 2961.8 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\ = 38.9 ( 363.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 363.15^2 - 298.15^2 ) + \\ -1E-05 ( 363.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 363.15^4 - 298.15^4 ) \\ = 3166.27 \text{ Joule/kmol} \\ = 756.758 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 20>						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08	7,677.21	78.27	12392.14178	969,994.42	231,834.49
H <sub>2</sub> O	18.02	116.91	6.49	3166.273115	20,542.44	4,909.77
<b>Total</b>		7,794.12			<b>990,536.85</b>	<b>236,744.25</b>

**Panas bahan keluar Cooler III**

$$T_{<20>} = 80 \text{ oC} \\ = 353.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC} \\ = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Cooler III

<Aliran 20>

**Asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2 \\ = 139 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 353.15^2 - 298.15^2 ) + \\ = 10442.8 \text{ Joule/kmol} \\ = 2495.89 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4 \\ = 38.9 ( 353.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 353.15^2 - 298.15^2 ) + \\ -1E-05 ( 353.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 353.15^4 - 298.15^4 ) \\ = 2673.42 \text{ Joule/kmol} \\ = 638.963 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 20>						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.08	7,677.21	78.27	10442.78593	817,408.66	195,365.57
H <sub>2</sub> O	18.02	116.91	6.49	2673.419924	17,344.86	4,145.53
<b>Total</b>					<b>834,753.52</b>	<b>199,511.10</b>

Panas masuk = Panas keluar

H masuk = H keluar + Q terserap

$$236,744.25 = 199,511.10 + Q \text{ terserap}$$

$$Q \text{ terserap} = 37,233.15 \text{ kkal}$$

Massa Cooling water

$$\begin{aligned} T \text{ masuk} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} & T \text{ reff} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 303.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ keluar} &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 333.15 \text{ K} \end{aligned}$$

**H masuk (H<sub>2</sub>O)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\ &= 18.3 ( 303.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 303.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\ &\quad -0.0004 ( 303.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 303.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\ &= 373.401 \text{ Joule/kmol} \\ &= 89.245 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= n \int C_p dT \\ &= m/18 \times 89.245 \\ &= 4.96 \text{ m} \end{aligned}$$

**H keluar (H<sub>2</sub>O)**

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\ &= 18.3 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 333.15 ^ 2 - 298.15 ^ 2 ) + \\ &\quad -0.0004 ( 333.15 ^ 3 - 298.15 ^ 3 ) + 3.3E-07 ( 333.15 ^ 4 - 298.15 ^ 4 ) \\ &= 2623.65 \text{ Joule/kmol} \\ &= 627.068 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

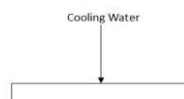
$$\begin{aligned} H &= n \int C_p dT \\ &= m/18 \times 627.068 \\ &= 34.84 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ terserap} &= H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk} \\ 37,233.15 &= 34.84 \text{ m} - 4.96 \text{ m} \\ 29.88 \text{ m} &= 37,233.15 \text{ kg} \\ \text{m} &= 1,246.13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

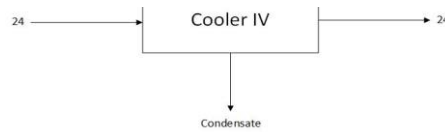
**Neraca panas Cooler III**

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 20>	-	<Aliran 20>	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	231,834.49	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	195,365.57
H <sub>2</sub> O	4,909.77	H <sub>2</sub> O	4,145.53
		Q terserap	37,233.15
<b>Total</b>	<b>236,744.25</b>	<b>Total</b>	<b>236,744.25</b>

**19. Cooler IV**







**Panas bahan masuk Cooler IV**

$$T_{<24>} = 90 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 363.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran masuk Cooler IV

<Aliran 24>

**Asam sulfat (H2SO4)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 363.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 363.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$= 12392.1 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 2961.8 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 363.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 363.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 363.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 363.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 3166.27 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 756.758 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 24>						
H2SO4	98.08	75,215.50	766.88	12392.14178	9,503,274.29	2,271,339.57
H2O	18.02	1,145.41	63.56	3166.273115	201,259.30	48,102.18
<b>Total</b>		<b>76,360.91</b>			<b>9,704,533.59</b>	<b>2,319,441.75</b>

**Panas bahan keluar Cooler IV**

$$T_{<24>} = 45 \text{ oC} \quad T_{\text{reff}} = 25 \text{ oC}$$

$$= 318.15 \text{ K} \quad = 298.15 \text{ K}$$

Menghitung elthalpy aliran keluar Cooler IV

<Aliran 24>

**Asam sulfat (H2SO4)**

$$\int C_p dT = \int 139 T + 0.1559 / 2 T^2$$

$$= 139 ( 318.15 - 298.15 ) + 0.07795 ( 318.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$= 3742.81 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 894.554 \text{ kkal/kmol}$$

**Air (H2O)**

$$\int C_p dT = \int 38.9 T + 0.03904 / 2 T^2 + -3E-05 / 3 T^3 + 8.2E-09 / 4 T^4$$

$$= 38.9 ( 318.15 - 298.15 ) + 0.01952 ( 318.15^2 - 298.15^2 ) +$$

$$-1E-05 ( 318.15^3 - 298.15^3 ) + 2E-09 ( 318.15^4 - 298.15^4 )$$

$$= 964.614 \text{ Joule/kmol}$$

$$= 230.549 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	BM	Massa (Kg)	n (kmol)	Cpdt (Joule/kmol)	H (Joule)	H (Kkal)
<Aliran 24>						
H2SO4	98.08	75,215.50	766.88	3742.8117	2,870,283.99	686,015.10
H2O	18.02	1,145.41	63.56	964.6142747	61,314.23	14,654.47

<b>Total</b>					<b>2,931,598.22</b>	<b>700,669.56</b>
--------------	--	--	--	--	---------------------	-------------------

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\ \text{H masuk} &= \text{H keluar} + \text{Q terserap} \\ 2,319,441.75 &= 700,669.56 + \text{Q terserap} \\ \text{Q terserap} &= 1,618,772.19 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Massa Cooling water

$$\begin{aligned} \text{T masuk} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} & \text{T reff} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 303.15 \text{ K} & &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T keluar} &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 333.15 \text{ K} \end{aligned}$$

### H masuk (H<sub>2</sub>O)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\ &= 18.3 ( 303.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 303.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -0.0004 ( 303.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-07 ( 303.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 373.401 \text{ Joule/kmol} \\ &= 89.245 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= n \times \int C_p dT \\ &= m/18 \times 89.245 \\ &= 4.96 \text{ m} \end{aligned}$$

### H keluar (H<sub>2</sub>O)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int 18.3 T + 0.472 / 2 T^2 + -0.0013 / 3 T^3 + 1.3E-06 / 4 T^4 \\ &= 18.3 ( 333.15 - 298.15 ) + 0.236 ( 333.15^2 - 298.15^2 ) + \\ &\quad -0.0004 ( 333.15^3 - 298.15^3 ) + 3.3E-07 ( 333.15^4 - 298.15^4 ) \\ &= 2623.65 \text{ Joule/kmol} \\ &= 627.068 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= n \times \int C_p dT \\ &= m/18 \times 627.068 \\ &= 34.84 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Q terserap} &= \text{H air keluar} - \text{H air masuk} \\ 1,618,772.19 &= 34.84 \text{ m} - 4.96 \text{ m} \\ 29.88 \text{ m} &= 1,618,772.19 \text{ kg} \\ \text{m} &= 54,177.47 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Neraca panas Cooler IV

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<Aliran 24>	-	<Aliran 24>	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,271,339.57	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	686,015.10
H <sub>2</sub> O	48,102.18	H <sub>2</sub> O	14,654.47
		Q terserap	1,618,772.19
<b>Total</b>	<b>2,319,441.75</b>	<b>Total</b>	<b>2,319,441.75</b>

## APPENDIKS C

### SPESIFIKASI ALAT

**Alat yang digunakan dalam proses pembuatan asam sulfat dapat dilihat pada data berikut dan untuk harga alat diambil dari matche.**

Kapasitas	= 594.000 ton H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /tahun
	= 1.800.000 kg/jam
Operasi	= 330 hari/tahun
	= 24 jam/hari
Satuan	= kg
Basis Waktu	= 1 jam

#### **1. Gudang Bahan Baku Sulfur Padat/ Belerang**

- Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku sulfur padat/ belerang
- Bahan Konstruksi : Beton
- Bentuk : Bangunan persegi panjang (*housing*)
- Jumlah : 1
- Massa Sulfur : 629,788.50 kg/hari
- Volume Sulfur : 607.88 m<sup>3</sup>/hari
- Tinggi : 10.00 m
- Lebar : 14.58 m
- Panjang : 29.17 m

#### **2. Sulfur Melter**

- Kode Alat : D-1001
- Fungsi : Mencairkan sulfur padat menjadi sulfur cair
- Jenis : *Torispherical Dishead* dilengkapi pengaduk dan koil pemanas
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Jumlah : 1
- Harga : US\$ 162.733
- Volume Tangki : 170.22 m<sup>3</sup>/jam
- Diameter Tangki : 102 in | 2.59 m

- Tinggi : 192 in | 4.87 m
- Tebal Shell : 0.5 in | 0.01 m
- Tebal Tutup : 1.5 in | 0.03 m
- Diameter Pengaduk : 25.56 in | 0.65 m
- Power Pengaduk : 5 HP

### 3. *Conveyor*

- Kode Alat : M-1001
- Fungsi : Mengangkut sulfur padat ke sulfur *melter*
- Jenis : *Flat Belt Conveyor on Continuous Plate*
- Bahan Konstruksi : *Malleable Cast Iron*
- Jumlah : 1
- Harga : US\$ 25.925,62
- Kapasitas : 3,148.94 kg/jam
- Lebar *Belt* : 14 in | 0.35 m
- Luas Penampang : 0.11 ft<sup>2</sup> | 0.01 m<sup>2</sup>
- Kecepatan Min : 100 ft/min | 30 m/min
- Kecepatan Normal : 200 ft/min | 61 m/min
- Kecepatan Max : 300 ft/min | 91 m/min
- Daya : 0.25 HP

### 4. *Pompa*

- Kode Alat : P-1001,P-1002
- Fungsi : Memompa sulfur cair dari sulfur *melter* menuju ke filter
- Tipe : Pompa sentrifugal
- Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*
- Jumlah : 2
- Harga : US\$ 28.112,12
- Kapasitas : 19.28 m<sup>3</sup>/jam
- *Nominal Pipe Size* : 3.5 in IPS sch 40
- Panjang Pipa : 20.5 m
- *Head Pompa* : 112.02 J/kg
- Efisiensi Pompa : 39% (0.39)
- Efisiensi Motor : 83% (0.83)

- Power Pompa : 2.81 HP
- Power Motor : 3.51 HP

## 5. *Filter*

- Kode Alat : Fil-1001
- Fungsi : Untuk memisahkan partikel solid (impurities) yang masih ikut terbawa
- Bentuk : *Cast Iron*
- Jenis : *Horizontal Plate and Frame*
- Jumlah : 1
- Volume *Filtrat* : 19.24 m<sup>3</sup>
- Volume *Cake* : 12.68 m<sup>3</sup>
- *Plate and Frame* : 250 mm, 9.84 in
- Luas *Filter* : 0.1 m<sup>2</sup>, 155 in<sup>2</sup>
- Waktu Filtrasi : 58.12 menit
- Jumlah *Frame* : 40 buah
- Jumlah *Plate* : 39 buah

## 6. **Tangki Penyimpanan Sulfur Cair**

- Kode Alat : TK-1401
- Fungsi : Menyimpan sulfur cair sementara selama 12 jam
- Bentuk : Tangki silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah datar
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-212 Grade A*
- Tipe Las : *Double Welded Butt Joint*
- Jumlah : 1
- Kapasitas : 231.30 m<sup>3</sup>
- Diameter : 288 in | 7.32 m
- Tinggi Tangki : 288 in | 7.32 m
- Tebal Tangki : 7/16 in | 0.01 m
- Tebal Tutup : 1/4 in | 0.006 m

## 7. Pompa

- Kode Alat : P-1004
- Fungsi : Untuk memompa sulfur cair dari sulfur *burner feed pit* menuju ke sulfur *furnace*
- Tipe : Pompa sentrifugal
- Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1
- Kapasitas : 19.28 m<sup>3</sup>/jam
- *Nominal Pipe Size* : 3.5 in IPS sch 40
- Panjang Pipa : 20.5 m
- *Head* Pompa : 112.02 J/kg
- Efisiensi Pompa : 39% (0.39)
- Efisiensi Motor : 83% (0.83)
- Power Pompa : 2.81 HP
- Power Motor : 3.51 HP
- 

## 8. Sulfur *Furnace*

- Kode Alat : B-1101
- Fungsi : Membakar dan mereaksikan sulfur cair dengan O<sub>2</sub> untuk membentuk gas SO<sub>2</sub>
- Bentuk : Silinder dengan tutup kiri dan kanan standard *dishead*
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Tipe Las : *Double Welded Butt Joint*
- Jumlah : 1
- Harga : US\$ 152.857,62
- Volume Tangki : 163.69 m<sup>3</sup>
- Diameter : 204 in | 5.18 m
- Tinggi Tangki : 468.55 in | 11.89 m
- Tebal Tangki : 1.25 in | 0.031 m
- Tebal Tutup : 1.6 in | 0.04 m

## 9. Reaktor Converter

- Kode Alat : R-1201
- Fungsi : Mereaksikan SO<sub>2</sub> dengan O<sub>2</sub> untuk menghasilkan SO<sub>3</sub>
- Bentuk : Silinder vertikal dg alas atas dan bawah *torispherical head*
- Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA 178 grade C*
- Jenis Las : *Double Welded Butt Joint*
- Jumlah : 1
- Harga : US\$ 6555.689
- Volume : 321.20 m<sup>3</sup>
- Diameter : 180 in | 4.57 m
- Tinggi Tangki : 812.2 in | 20.63 m
- Tebal Tangki : 1.5 in | 0.038 m
- Tebal Tutup : 1.88 in | 0.047 m

## 10. Heat Exchanger

- Fungsi : Menaikkan suhu gas SO<sub>3</sub> dari absorber menuju ke bed IV
- Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Jumlah : 1
- Harga : US\$ 30.042,24
- Dimensi

### Shell Side

- ID : 12 in
- Baffle Spaces* : 5 in
- Passes* : 1 passes

### Tube Side

- Length* : 16 ft
- OD : ¾ in
- BWG : 16
- Passes (n)* : 6
- Pitch (P<sub>T</sub>)* : 1 in<sup>2</sup>
- a<sub>t</sub> : 0.302 in<sup>2</sup>

## 11. Absorber Tower

- Fungsi : Mengabsorpsi gas  $\text{SO}_3$  dari *Converter* dengan Asam Sulfat pekat hingga membentuk produk Asam Sulfat
- Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas bawah berbentuk *thoresperical head* dengan isian *packed*
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Jenis Las : *Double Welded Butt Joint*
- Jumlah : 2
- Harga Absorber 1 : US\$ 655.689
- Kode Asorber 1 : T-1302
- Harga Absorber 2 : US\$ 1.016.496
- Dimensi Tangki
  - Tinggi : 571.25 in | 14.51 m
  - OD : 108 in | 2.74 m
  - ID : 105.47 in | 2.68 m
  - Tebal : 1/3 in
- Dimensi Head
  - Tinggi : 21.94 in | 0.58 m
  - Tebal : 1/2 in
- Tinggi Total : 571.25 in | 14.51 m
- Jenis Packing
  - Material : *Ceramics Chemical Stoneware*
  - Bentuk : *Intallox Saddle*
  - Jumlah : 3601254.03 buah

## 12. Drying Tower (B-140)

- Fungsi : Menyerap  $\text{H}_2\text{O}$  dalam udara untuk menghasilkan udara kering
- Tipe : *Packed Bed Column*
- Bentuk : Silinder tegak, tutup bawah dan atas *dishead* dilengkapi dengan *packing* dan *sparger*
- Jumlah : 1
- Dimensi Tangki
  - Tinggi : 2007 in | 50.98 m
  - OD : 108 in | 2.74 m



- ID : 346.24 in | 8.80 m
- Tebal : 1 5/8 in
- Dimensi Head
  - Tinggi : 137.77 in | 3.50 m
  - Tebal : 1 in
- Tinggi Total : 2007 in | 50.98 m
- Jenis Packing
  - Material : *Ceramics Chemical Stoneware*
  - Bentuk : *Intalox Saddle*
  - Jumlah : 127396123 buah

### 13. Blower

- Fungsi : Menghisap dan menghembuskan udara kering dari *Drying Tower* menuju ke Sulfur *Furnace*
- Tipe : Sentrifugal
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*
- Harga : US\$ 3.644,16
- Kapasitas : 168,589.8 kg/jam
- Efisiensi Motor : 80%
- Power Motor : 7.14 HP

### 14. Pump Tank

- Kode Alat : D-1301, D-1302
- Fungsi : Tempat penampungan sementara untuk H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan H<sub>2</sub>O
- Bentuk : Tangki silinder tutup atas dan bawah *conical dishead*
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-212 Grade A*
- Tipe Las : *Double Welded Butt Joint*
- Jumlah : 2
- Kapasitas per Tangki : 6425.09 m<sup>3</sup>
- Diameter : 288 in | 7.32 m
- Tinggi Tangki : 288 in | 7.32 m
- Tebal Tangki : 0.25 in | 0.006 m
- Tebal Tutup : 2 in | 0.609 m

## 15. Tangki Penyimpanan Asam Sulfat

- Kode Alat : TK-1401
- Fungsi : Menyimpan persediaan asam sulfat selama 1 hari
- Bentuk : Tangki silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah datar
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-212 Grade A*
- Jenis Las : *Double Welded Butt Joint*
- Jumlah : 4
- Kapasitas per tangki : 10,377.80 m<sup>3</sup>
- Diameter : 288 in | 7 m
- Tinggi Tangki : 288 in | 7 m
- Tebal Tangki : 0.625 in | 0.016 m
- Tebal Tutup : 0.750 in | 0.020 m

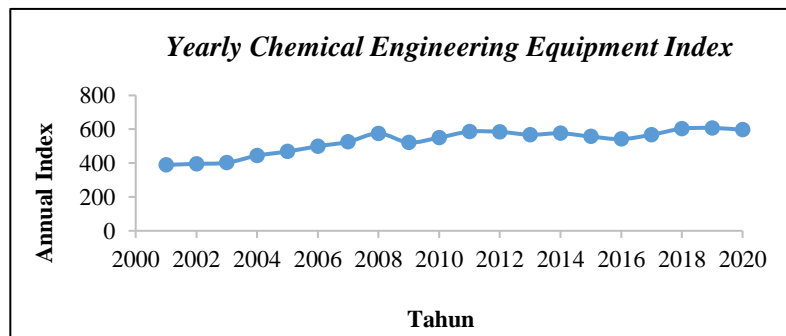
## APPENDIKS D ANALISA EKONOMI

### 1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari data *plant cost* indeks pada *Chemical Engineering Online*.

**Tabel 1.** *Chemical Engineering Plant Cost Index to All Industry*

<b>Tahun</b>	<b>Annual Index</b>
1995	381.10
1996	381.70
1997	386.50
1998	389.50
1999	390.60
2000	394.10
2001	394.30
2002	395.60
2003	402.00
2004	444.20
2005	468.20
2006	499.60
2007	525.40
2008	575.40
2009	521.90
2010	550.80
2011	585.70
2012	584.60
2013	567.30
2014	576.10
2015	556.80
2016	541.70
2017	567.50
2018	603.10
2019	607.50
2020	596.20



**Gambar 1.** *Yearly Chemical Engineering Equipment Index*

Pada **Gambar 1.**, proyeksi nilai *Yearly Chemical Engineering Equipment Index* pada tahun 2022 dapat dihitung dengan menggunakan rumus  $y = 10,568x - 20.720$ . Selain itu dapat menggunakan metode *Least Square* dengan melakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2022-2025. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan:

$$y = m \cdot x + c$$

Keterangan:

y = tahun

x = indeks harga

c = konstanta

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

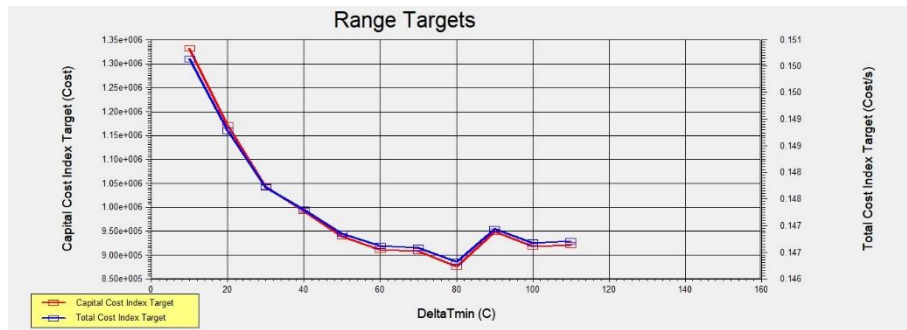
$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

Dari persamaan di atas, sehingga dapat diketahui *annual index* tahun 2022-2025 sebagai berikut:

**Tabel 2.** Penaksiran *Index* Harga Peralatan Per-tahun

Tahun	Annual Index
2021	637.80
2022	648.89
2023	659.46
2024	670.03
2025	680.60

## 2. Capital Cost Index dan Total Cost Index



**Gambar 2.** Grafik Perbandingan *Capital Cost Index* dengan *Total Cost Index* hasil analisa software *Aspen Energy Analyzer*

## 3. Perbandingan *Capital Cost Index* dan *Total Cost Index* Kondisi Existing dan Retrofit Design

**Tabel 3.** Data *Capital Cost Index* dan *Total Cost Index* Kondisi Existing dan Retrofit Design

Parameter	Existing	Retrofit
Total area	6383	3272
Capital (cost/s)	$2493 \times 10^6$	$8794 \times 10^5$
Total Cost (cost/s)	0.2085	0.1469

#### 4. Biaya Peralatan yang dihabiskan

**Tabel 4.** Data Ekonomi *Heat Exchanger* Kondisi *Existing*

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Cost (\$)</i>	<i>Load (kW)</i>	<i>Area (m<sup>2</sup>)</i>	<i>Shells</i>
E-1102	1.238.300	8,321x10 <sup>4</sup>	283	1
E-1201	1.230.800	2,305x10 <sup>5</sup>	944,6	2
E-1202	1.243.300	2,368x10 <sup>5</sup>	954,4	2
E-1203	470.400	5,354x10 <sup>4</sup>	147,8	1
E-1204	421.200	5,102x10 <sup>4</sup>	137,2	1

$$\text{Total Cost (\$)} = 1.238.300 + 1.230.800 + 1.243.300 + 470.400 + 421.200 = 4.604.000$$

**Tabel 5.** Data Ekonomi *Heat Exchanger* Kondisi *Retrofit Design*

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Cost (\$)</i>	<i>Load (kW)</i>	<i>Area (m<sup>2</sup>)</i>	<i>Shells</i>
E-1102	1.238.300	8,321x10 <sup>4</sup>	283	1
E-1201	605.300	2,305x10 <sup>5</sup>	944,6	2
E-1202	477.500	2,368x10 <sup>5</sup>	954,4	2
E-1203	470.400	5,354x10 <sup>4</sup>	147,8	1
E-1204	421.200	5,102x10 <sup>4</sup>	137,2	1

$$\text{Total Cost (\$)} = 1.238.300 + 1.230.800 + 1.243.300 + 470.400 + 421.200 = 3.212.700$$

#### 5. Biaya Kebutuhan *Cooling Water*

**Tabel 6.** Perbandingan Penggunaan Air Pendingin pada Kondisi *Existing* dan *Retrofit Design*

Deskripsi	<i>Existing</i>	<i>Retrofit</i>
Kebutuhan <i>Cooling Water (kJ/h)</i>	1,57x10 <sup>8</sup>	1,25x10 <sup>8</sup>
Kebutuhan <i>Cooling Water (BTU/h)</i>	1,48x10 <sup>8</sup>	1,18x10 <sup>8</sup>
Kebutuhan <i>Cooling Water (\$/year)</i>	17.189.748.000	14.556.492.000



## BIODATA PENULIS I



BASKORO DAVID BERLIAN, lahir di Kota Situbondo Provinsi Jawa Timur pada tanggal 19 Desember 2000. Penulis merupakan anak pertama dari 2 bersaudara, dengan menempuh pendidikan dasar di SD Al-Irsyad Krasaan Probolinggo (2007-2011), SD Muhammadiyah 2 Taman Sidoarjo (2011-2013). Menempuh pendidikan tingkat pertama di SMPN 2 Taman Sidoarjo (2013-2014), SMPN 1 Suboh Situbondo (2014-2016). dan menempuh pendidikan tingkat atas di SMAN 1 Situbondo (2016- 2019). Selepas lulus pada tahun 2019, penulis kemudian melanjutkan jenjang pendidikan sarjana terapan (D-IV) di Departemen Teknik Kimia Industri, Falkutas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya pada Tahun 2019 dan terdaftar dengan NRP 1041191000013. Semasa kuliah, penulis yang akrab disapa Baskoro ini aktif dalam beberapa kegiatan organisasi

kampus, sebagai pengurus aktif Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri (HMTKI) FV-ITS menjadi staf Departemen KOMINFO periode kepengurusan 2020-2021 dan sebagai Ketua Departemen KOMINFO periode pengurusan 2021-2022. Selain di tingkat himpunan penulis juga aktif di berbagai kegiatan tingkat Universitas, yaitu sebagai pengurus BLM ITS 2020-2021 menjadi staf PDD. Penulis juga mengikuti kepanitian dalam seperti GERIGI ITS 2021, dan agenda HIMA DEKKIM. Penulis juga semasa berkuliah aktif menjadi asisten laboratorium dari tahun 2021-2023. Semasa berkuliah, penulis juga pernah memenangkan lomba tingkat internasional yang salah satunya adalah Gold Medal pada Youth International Science Fair pada tahun 2021. Penulis juga berkesempatan magang di PT. Petrokimia Gresik melalui program magang mandiri pada tahun 2022. Apabila terdapat kritik dan saran yang dapat membangun Tugas Akhir penulis, ataupun segala bentuk komunikasi yang ingin dilakukan dengan penulis mengenai Tugas Akhir ini, dapat menghubungi email [davidbaskoro95@gmail.com](mailto:davidbaskoro95@gmail.com), Baskoro David Berlian | LinkedIn , serta nomor 081333797547. Penulis bertempat tinggal di: Dsn Krajan RT:03 RW:01 Kecamatan Bungatan, Kabupaten Situbondo.

## BIODATA PENULIS II



TESA ULIMA ZHAFIRA, lahir di Kota Blora Provinsi Jawa Tengah, pada tanggal 19 Februari 2001. Penulis merupakan anak pertama dari 3 bersaudara, dengan menempuh pendidikan dasar di SD Tempelan Negeri 1 Blora (2008-2013). Menempuh pendidikan tingkat pertama di SMPN 1 Blora (2013-2016) dan menempuh pendidikan tingkat atas di SMA Negeri 1 Blora (2016- 2019). Selepas lulus pada tahun 2019, penulis kemudian melanjutkan jenjang pendidikan sarjana terapan (D-IV) di Departemen Teknik Kimia Industri, Falkutas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya pada Tahun 2019 dan terdaftar dengan NRP 10411910000023. Semasa kuliah, penulis yang akrab disapa Tesa ini aktif dalam beberapa kegiatan organisasi kampus, sebagai pengurus aktif Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri (HMTKI) FV-ITS menjadi staf Departemen Pengembangan

Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) periode kepengurusan 2020-2021 dan sebagai Sekretaris Departemen Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) periode pengurusan 2021-2022. Selain di tingkat himpunan penulis juga aktif di berbagai kegiatan tingkat Universitas, yaitu sebagai pengurus BLM ITS 2020-2021 menjadi staf aspirasi, serta Bendahara UKM Penalaran ITS 2020-2021. Juga mengikuti kepanitian dalam seperti GERIGI ITS 2021, dan agenda HIMA DEKKIM. Penulis juga semasa berkuliah aktif tergabung dalam tim kepeemanduan FV – ITS periode 2021-2023. Semasa berkuliah, penulis juga pernah mengikuti Online Summer Programs Asia University 2021 (Taiwan) dengan course artificial intelligence pada semester 5. Penulis juga berkesempatan magang di PT. Petrokimia Gresik melalui program magang bersertifikat kampus merdeka batch 3. Apabila terdapat kritik dan saran yang dapat membangun Tugas Akhir penulis, ataupun segala bentuk komunikasi yang ingin dilakukan dengan penulis mengenai Tugas Akhir ini, dapat menghubungi email [tesazhafira19@gmail.com](mailto:tesazhafira19@gmail.com), Tesa Ulima Zhafira | LinkedIn , serta nomor 0895410004931. Penulis bertempat tinggal di: Jl. Ahmad Yani Gang 4A Lorong 1 No.15 Blora, Jawa Tengah.