

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. *Linear alkylbenzene*

Berdasarkan Kirk&Othmer (1981), linear alkylbenzene memiliki sifat fisika seperti berikut;

- Sifat Fisika

Wujud : Cair
Warna : Bening
Kemurnian : 90%
Rumus molekul : $C_{12}H_{25}C_6H_5$
Titik didih : 327,61 °C
Titik leleh : 2,78 °C
Titik beku : -7 °C
Berat molekul : 246,435 kg/mol
Viskositas : 12 cP
Densitas : 855,065 kg/m³
Kapasitas Panas : 750,6 kkal/kmol °C

- Sifat Kimia

- Reaksi linear alkylbenzene:
 $C_6H_6 + RCH_2CH = CH_2 \rightarrow C_6H_5R$
- Mudah Terbakar
- Beracun

b. *Oleum 20%*

Berdasarkan Kirk & Othmer (1981), *oleum* memiliki sifat fisika sebagai berikut:

- Sifat Fisika

Wujud : Cair
Warna : Tidak berwarna

- Kemurnian : 90%
- Rumus molekul : $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{SO}_3$
- Titik didih : 138 °C
- Titik leleh : 21 °C
- Titik beku : 1 °C
- Berat molekul : 178,14 g/mol
- Viskositas : 8,7 cP
- Densitas : 1930 kg/m³
- Sifat Kimia
 - Mudah larut dalam air
 - Korosif
 - Mudah meledak
 - Bahan pengoksidasi yang kuat

2.1.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

a. Natrium hidroksida

Berdasarkan Perry dkk, (1984) : Kirk & Othmer (1981), sifat fisika natrium hidroksida yaitu:

- Sifat Fisika
 - Wujud : Padat
 - Warna : Putih
 - Kemurnian : 90%
 - Rumus molekul : NaOH
 - Titik didih : 139 °C
 - Titik leleh : 323 °C
 - Berat molekul : 40 g/mol
 - Titik beku : 2 °C
 - Berat molekul : 40 g/mol
 - Viskositas : 3,87 cP
 - Densitas : 1090,41 kg/m³
 - Kapasitas Panas : -35,56 kkal/kg °C
- Sifat Kimia
 - Larut dalam air dan beberapa pelarut

- NaOH dapat bereaksi dengan berbagai senyawa asam untuk membentuk garam.

2.1.3. Spesifikasi Produk

2.1.3.1. Produk Utama

a. *Natrium Linear Alkylbenzene Sulfonate*

- Sifat Fisika

Wujud : Padat

Warna : Putih

Kemurnian : 90%

Rumus molekul : $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$

Titik didih : 138 °C

Titik leleh : 277°C

Berat molekul : 348 g/mol

Densitas : 1198,4 kg/m³

Viskositas : 4,24cP

Kapasitas panas : 0,6 kkal/kg °C

- Sifat Kimia

- Sangat larut dalam air
- Bersifat sebagai surfaktan, berbusa

2.1.3.2. Produk Samping

a. Asam Sulfat

- Sifat Fisika

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : 98%

Rumus molekul : H_2SO_4

Titik didih : 340 °C

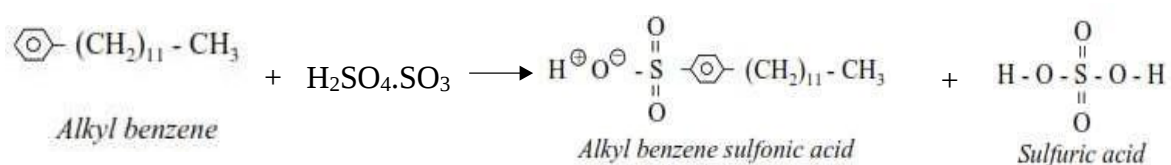
Titik leleh : 355°C

Berat molekul : 98,08 g/mol

Densitas : 1840 kg/m³

Viskositas : 26,7Cp

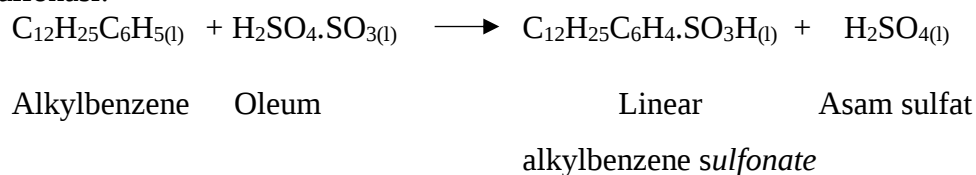
Kapasitas panas : 0,17102 kkal/kg °K



2.2.3. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk mengetahui apakah reaksi yang digunakan memerlukan panas (endotermis) atau melepaskan panas (eksotermis). Selain itu, termodinamika ini bertujuan untuk menentukan arah reaksi yang berlangsung apakah searah (*irreversible*) atau bolak balik (*reversible*). Penentuan termodinamika ini berdasarkan panas pembentukan standar yang terjadi pada tekanan 1 atm dan suhu 298K. Dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut:

Reaksi sulfonasi:



a. Panas Reaksi (ΔH°_f)

- Panas reaksi pada suhu standar (T=298K)

$$\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_5\text{C}_{12}\text{H}_{25} = -178,7 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{SO}_3 = -1272,4 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H} = -4,993 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4 = -810,999 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ Reaksi} = \Delta H^\circ_f \text{ Produk} - \Delta H^\circ_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ Reaksi} = (-961,83) - (-1554,4)$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ Reaksi} = -592,57 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan ΔH°_f reaksi diatas dapat diketahui bahwa reaksi sulfonasi pembentukan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* bersifat eksotermis dengan ditunjukkannya nilai yang negatif.

b. Konstanta kesetimbangan (K)

- Nilai K pada kondisi standar (T=298K)

Dengan penentuan harga K menggunakan energi bebas Gibbs (Gibbs Heat of

Formation)(Yaws, 1999).

$$\Delta G^{\circ}f = RT \cdot \ln K$$

Pada kondisi standar diperoleh data sebagai berikut:

$$C_6H_5C_{12}H_{25} = 211,79 \text{ kJ/mol}$$

$$H_2SO_4 \cdot SO_3 = -626,214 \text{ kJ/mol}$$

$$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na = -133,26 \text{ kJ/mol}$$

$$H_2SO_4 = -653,47 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}f \text{ reaksi} = \Delta G \text{ produk} - \Delta G \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}f \text{ reaksi} = (-414,424) - (-786,73)$$

$$\Delta G^{\circ}f \text{ reaksi} = -372,306 \text{ kJ/mol}$$

Untuk menentukan reaksi merupakan *irreversible* atau *reversible* dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan van't hof. Dengan K standar pada suhu 298K

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G}{RT}$$

$$\ln K_{298} = -\frac{-372,306}{8,134 \text{ kJ/mol}, K \times 298K}$$

$$\ln K_{298} = 150,270$$

$$K_{298} = 1,8266 \times 10^{65}$$

- Nilai K pada kondisi operasi ($T=50^{\circ}C = 323 \text{ K}$)

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H}{R} \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_{323}}{K_{298}} = \frac{-(592,57 \text{ kJ/mol})}{8,314 \text{ kJ/mol}} \times \left(\frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{323}}{K_{298}} = 18,51189434$$

$$\frac{K_{323}}{K_{298}} = e^{18,51189434}$$

$$\frac{K_{323}}{1,8266 \times 10^{65}} = 2,00108$$

$$K = 2,00108 \times 10^{73}$$

Berdasarkan perhitungan diatas didapatkan nilai Konstanta Keseimbangan (K)

lebih dari satu, sehingga reaksi berjalan searah (*irreversible*) kearah produk. Suatu reaksi dapat diketahui berjalan bolak balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dengan meninjau harga konstanta kesetimbangannya (K). Konstanta kesetimbangan adalah perbandingan antara konstanta kecepatan reaksi kearah kiri. Reaksi yang bersifat *irreversible* jika konstanta kesetimbangannya lebih dari satu dan nilainya sangat besar, karena nilai konstanta kiri yang sebagai penyebut mendekati nilai nol. Sedangkan, kecepatan reaksi yang bersifat *reversibel* jika konstanta kesetimbangannya kurang dari q (Smith,1981).

2.2.4. Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika reaksi ditunjukkan untuk mennetukan adanya pengaruh perubahan temperatur terhadap laju reaksi. Tinjauan kinetika pada pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan metode sulfonasi dapat ditinjau melalui persamaan Arrhenius :

Reaksi :

Persamaan Arrhenius

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{Ea}{RT}\right)$$

Keterangan :	k	= Kecepatan reaksi (m/s)
	A	= Faktor tumbukan (s ⁻¹)
	Ea	= Energi aktivasi (J/mol)
	R	= Konstanta gas ideal (8,314 J/molK)
	T	= Suhu (K)

Mencari konstanta kecepatan reaksi dengan mengetahui data :

A	= 2217,2 s ⁻¹
Ea	= 43,290998 J/mol
R	= 8,314 J/mol.K
T	= 323°K

Berdasarkan hasil perhitungan didapatkan nilai k sebesar

$$k = 2217,2 \text{ s}^{-1} \times \exp\left(-\frac{43,2909 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K} \times 323^{\circ}\text{K}}\right)$$

$$k = 21811,743 \text{ s}^{-1} (\text{Amous, 2016})$$

2.3 Langkah Proses

Pada pembuatan *linear alkylbenzene sulfonat* dengan bahan baku *linear alkylbenzene* dan oleum 20% secara garis besar dapat dibagi menjadi tujuh tahap sebagai berikut.

1. Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi Sulfonasi
3. Proses Pemisahan
4. Proses Netralisasi
5. Proses Pemurnian
6. Proses Pengeringan
7. Penyimpanan dan Pengemasan

2.3.1 Penyiapan Bahan Baku

1. Linear Alkyl Benzene

Bahan baku *linear alkylbenzene* ($C_{12}H_{25}C_6H_5$) yang memiliki kemurnian 98,6% disimpan dalam tangka penyimpanan (T-101) pada fase cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Dari tangki (T-101) *linear alkylbenzene* dialirkan ke *heat exchanger* dan reaktor menggunakan pompa (P-101) pada tekanan 1 atm. Pada *heat exchanger linear alkylbenzene* dipanaskan menggunakan steam hingga mencapai suhu 50°C.

2. Oleum

Bahan baku oleum 20% yang mengandung 80% H_2SO_4 dan 20% SO_3 disimpan dalam tangka penyimpanan (T-102) pada fase cair suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Dari tangki (T-102) oleum 20% dialirkan ke *heat exchanger* dan reaktor menggunakan pompa (P-102) pada tekanan 1 atm. Pada *heat exchanger* oleum dipanaskan hingga mencapai suhu 50°C.

2.3.2 Proses Reaksi Sulfonasi

Reaksi yang terjadi dalam reaktor yakni sebagai berikut:



Bahan baku *linear alkylbenzene* dan oleum 20% dari tangki penyimpanan dialirkan ke R-201, perbandingan massa umpan larutan *linear alkylbenzene* terhadap oleum 20% adalah 1:1,25 dengan konversi sebesar 99% terhadap *linear alkylbenzene*. Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Reaktor beroperasi secara isothermal pada suhu

50°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis, maka untuk mempertahankan suhu dalam reaktor diperlukan pendingin. Pada prarancangan pabrik ini, pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin agar suhu didalam reaktor tetap terjaga dengan media pendingin *cooling water* yang mempunyai suhu masuk 30°C. Produk yang keluar dari reaktor terdiri dari campuran *linear alkylbenzene sulphuric acid*, sisa *linear alkylbenzene*, sisa H_2SO_4 , dan sedikit air.

2.3.4 Proses Pemisahan

Campuran *linear alkylbenzene sulphuric acid*, asam sulfat yang keluar dari reaktor (R-01) dipisahkan didalam dekanter (D-01) berdasarkan berat jenis atau densitasnya. *linear alkylbenzene sulphuric acid* yang memiliki berat jenis lebih kecil daripada asam sulfat akan berada di lapisan atas, sedangkan asam sulfat dengan berat jenis yang lebih besar akan berada di lapisan bawah. Asam sulfat yang berada di lapisan bawah di alirkan menuju cooler (Cl-101) menggunakan pompa (P-104) untuk diturunkan suhunya hingga 30°C dan selanjutnya akan dialirkan menggunakan pompa (P-105) menuju tangki penyimpanan asam sulfat (T-104) untuk menjadi produk samping. Sedangkan, *linear alkylbenzene sulphuric acid* yang berada di lapisan atas dekanter, dialirkan menggunakan pompa (P-106) menuju netralizer (N-401) untuk dinetralkan kandungannya.

2.3.5. Proses Netralisasi

Dari dekanter, *linear alkylbenzene sulphuric acid* dialirkan menuju netralizer (N-401) untuk dinetralkan dengan adanya penambahan NaOH 20%. Reaksi netralisasi berlangsung pada suhu 50°C. Setelah dinetralkan kandungan asamnya menggunakan NaOH 20%, *linear alkylbenzene sulfonat* dari netralizer (N-401) dipompa (P-107) menuju evaporator untuk pemekatan produk.

2.3.6. Proses Pemurnian

Linear alkylbenzene sulfonate dipekatkan menggunakan evaporator (EV-501) dengan menguapkan airnya. *Linear alkylbenzene sulfonate* dari kemurnian 79% akan menjadi kemurnian 90%. Proses pemekatan didalam evaporator (EV-501) terjadi pada suhu 100°C. Selanjutnya, *linear alkylbenzene*

sulfonate yang keluar dari evaporator (EV-501) dipompa (P-109) menuju spray dryer untuk proses pembentukan bubuk.

2.3.7. Proses Pengeringan

Pada proses pengeringan, *linear alkylbenzene sulfonate* dari evaporator didorong oleh *high pressure pump* (HP-101) menuju bagian atas spray dryer (SD-601). Pada spray dryer (SD-601) *linear alkylbenzene sulfonate* disemprotkan dari nozzle pada bagian atas spray dryer dan dengan udara panas dari bagian bawah spray dryer dengan temperatur 200°C yang dihasilkan dari furnace, proses pengeringan berlangsung cepat sehingga menghasilkan bubuk *linear alkylbenzene sulfonate* yang jatuh kebagian bawah spray dryer. Uap panas yang dihasilkan dari spray dryer dialirkan menuju *filter* (F-101) sebelum nantinya akan dibuang ke udara bebas dan bubuk LAS yang terikut akan masuk kedalam silo (SL-101).

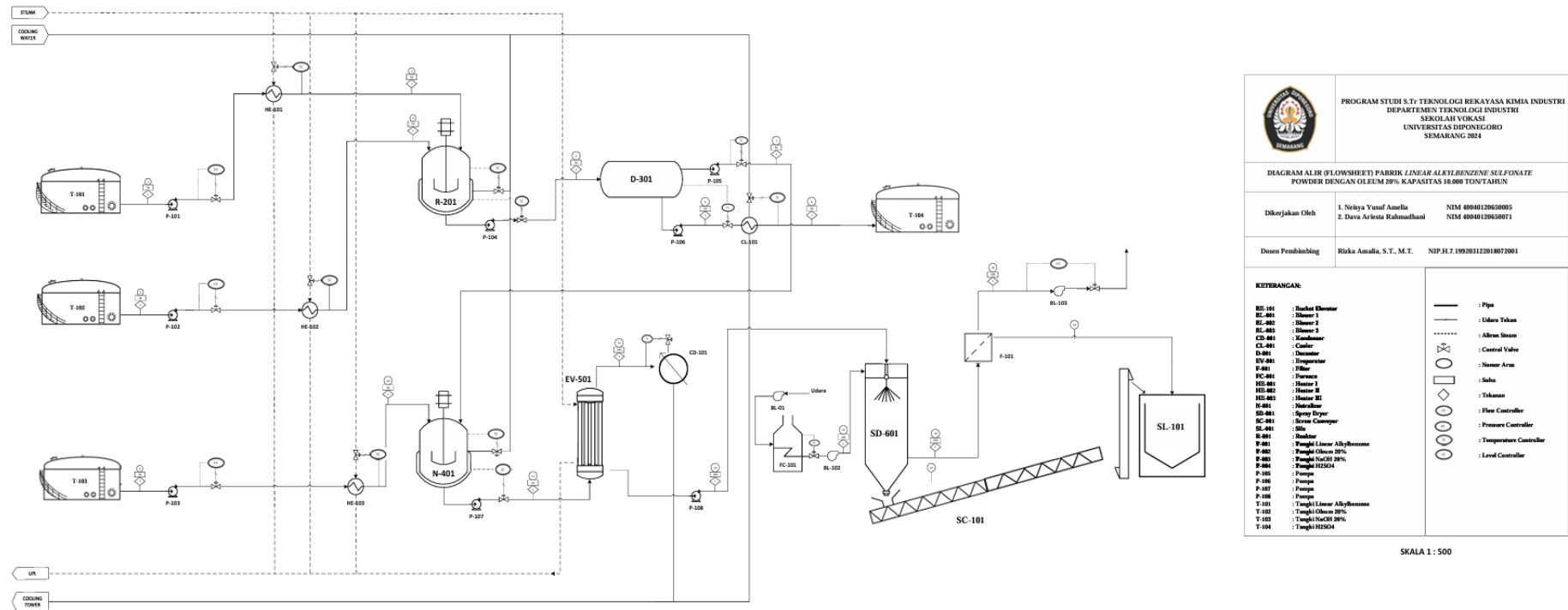
2.3.8. Penyimpanan dan Pengemasan

Produk bubuk *linear alkylbenzene sulfonate* dari spray dryer (SD-601) selanjutnya menuju silo dengan menggunakan screw conveyor (SC-101) untuk tempat penyimpanan sementara. Selanjutnya bubuk Linear Alkylbenzene Sulfonate masuk kedalam bagging machine (BG-101) untuk proses pengemasan.

2.4 Diagram Alir

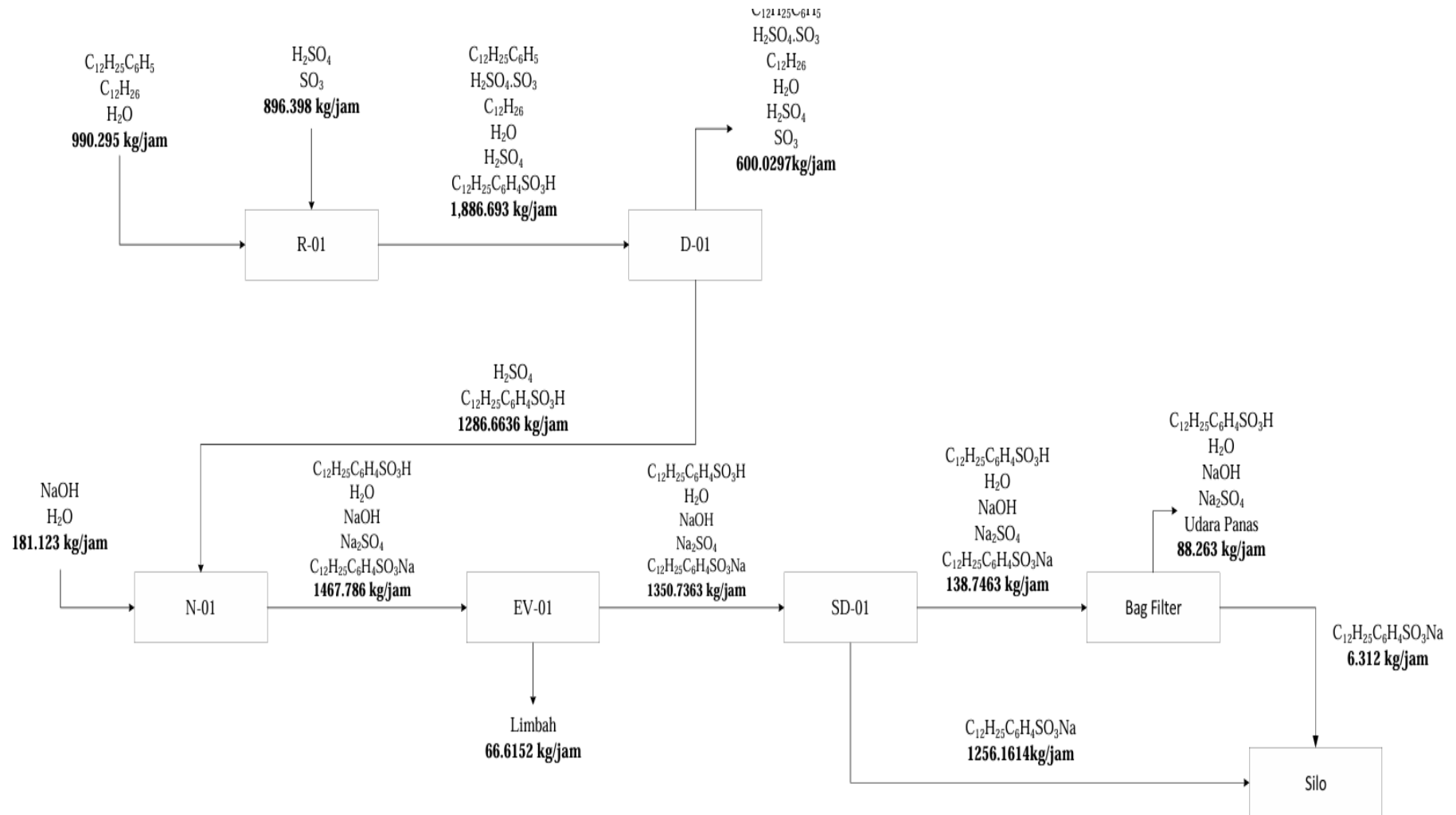
2.4.1 Diagram Alir Proses

PRARANCANG PABRIK *LINEAR ALKYL BENZENE SULFONATE POWDER* DENGAN *OLEUM* 20% KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



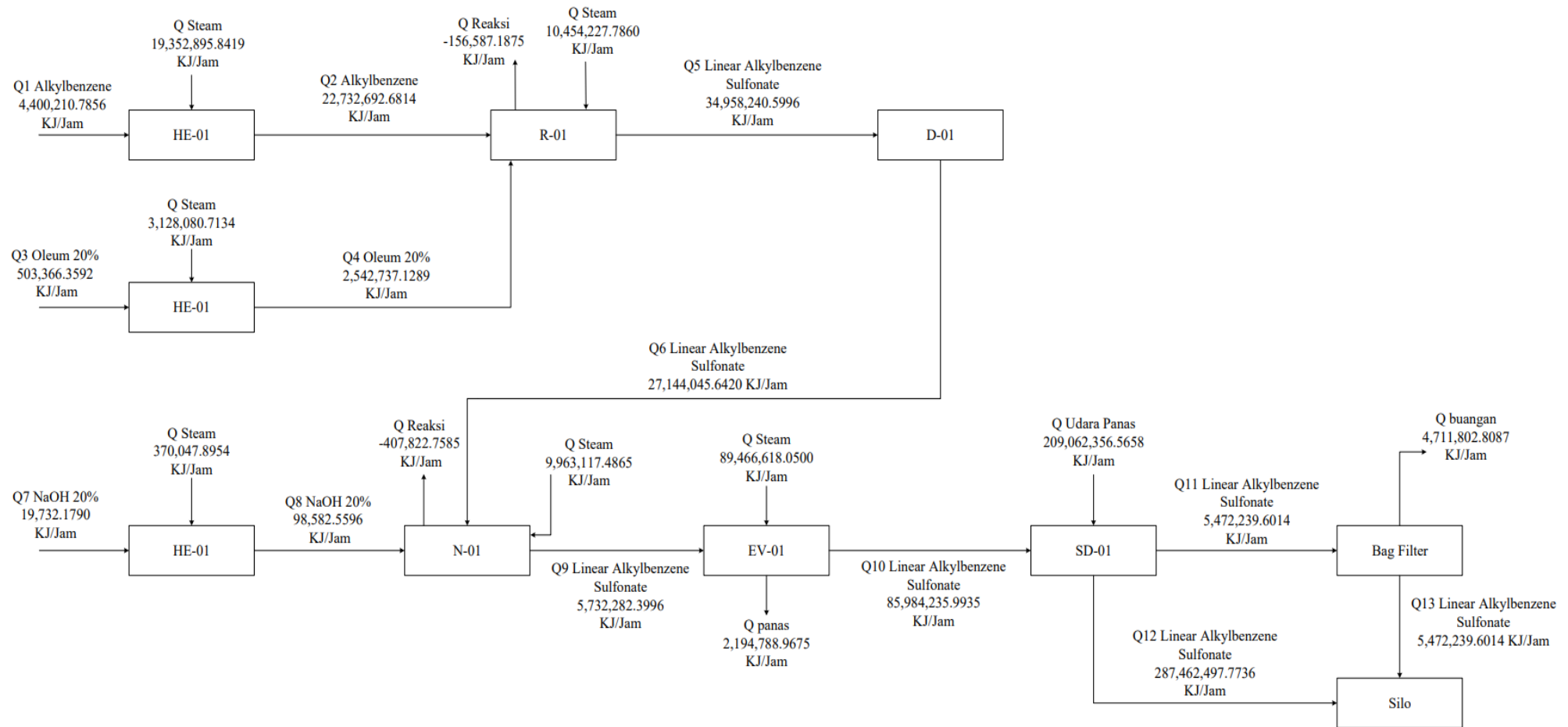
Gambar 2.1 Diagram Alir Proses

2.4.2 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa

2.4.3 Diagram Alir Neraca Panas

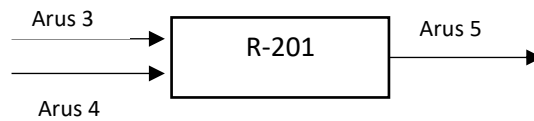


Gambar 2.3 Diagram Alir Neraca Panas

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

a. Neraca Massa Reaktor (R-201)



Keterangan :

Arus 3 : Aliran umpan dari linear alkylbenzene tank

Arus 4 : Aliran umpan dari Oleum 20%

Arus 5 : Aliran output reaktor

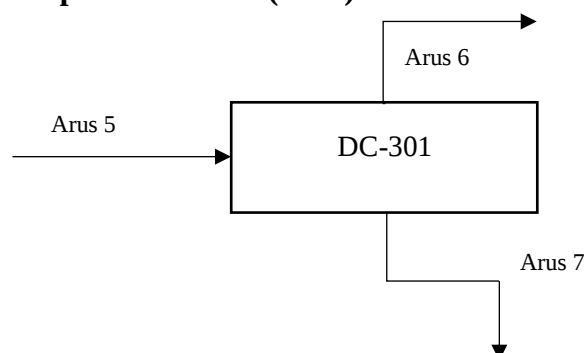
Input = Output

Arus 3 + Arus 4 = Arus 5

Tabel 2.1 Neraca Massa pada Reaktor (R-201)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$\text{C}_6\text{H}_5.\text{C}_{12}\text{H}_{25}(\text{l})$	975,441		9,754
$\text{C}_{12}\text{H}_{26}(\text{l})$	4,951		4,951
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	9,903		9,903
$\text{H}_2\text{SO}_4(\text{l})$		717,119	384,704
$\text{SO}_3(\text{l})$		179,280	
$\text{H}_2\text{SO}_4.\text{SO}_3(\text{l})$			197,650
$\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4.\text{SO}_3\text{H}(\text{l})$			1.279,731
Jumlah	990,295	896,398	1.886,693
	1.886,693		1.886,693

b. Neraca Massa pada Decanter (D-01)



Keterangan :

Arus 5 : Aliran umpan dari reaktor

Arus 6 : Aliran output berupa asam sulfat

Arus 7 : Aliran output berupa *linear alkylbenzene sulfonate*

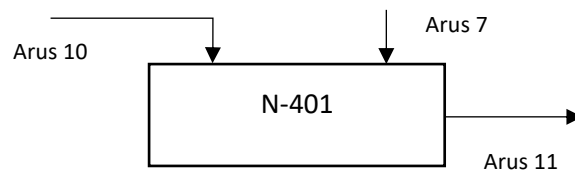
Input = Output

Arus 5 = Arus 6 + Arus 7

Tabel 2.2 Neraca Massa pada Decanter (DC-301)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
$\text{H}_2\text{SO}_{4(l)}$	384,704	365,469	19,2352
$\text{H}_2\text{SO}_4.\text{SO}_{3(l)}$	197,650	197,650	
$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	9,9030	9,408	0,4951
$\text{C}_{12}\text{H}_{25}.\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H}_{(l)}$	1.279,7306	12,797	1.266,9333
$\text{C}_6\text{H}_5.\text{C}_{12}\text{H}_{25(l)}$	9,7544	9,754	
$\text{C}_{12}\text{H}_{26(l)}$	4,9515	4,951	
Jumlah	1.886,693	600,0297	1.286,6636
	1.886,693	1.886,69	

c. Neraca Massa pada Netralizer



Keterangan :

Arus 7 : Aliran umpan dari decanter

Arus 10 : Aliran umpan dari tangka NaOH

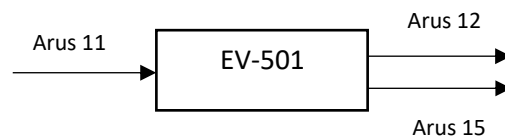
Arus 11 : Aliran umpan keluar netralizer

Input = Output

Arus 7 + Arus 10 = Arus 11

Tabel 2.3 Neraca Massa pada Netralizer

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	Arus 7	Arus 10	Arus 11
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	1.266,933		29.139
$H_2SO_{4(l)}$	19,235		
$H_2O_{(l)}$	0,495	144.898	84.323
$NaOH_{(l)}$		36.225	13.544
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3Na_{(l)}$			1262.474
$Na_2SO_{4(l)}$			27,871
Jumlah	1.286,664	181.123	1417.3516
	1417.3516		1417.3516

d. Neraca Massa pada Evaporator

Keterangan :

Arus 11 : Aliran masuk dari netralizer

Arus 12 : Aliran keluar evaporator menuju limbah

Arus 15 : Aliran keluar evaporator menuju tangki penyimpanan

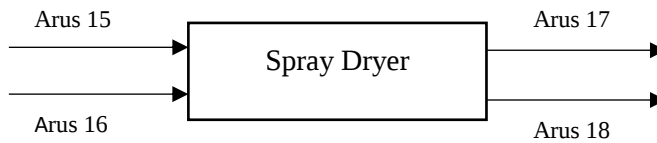
Output = Input

Arus 11 = Arus 12 + Arus 15

Tabel 2.4 Neraca Massa pada Evaporator

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 15	
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	29.139		29.1395	
$H_2O_{(l)}$	84.323	55,5643	17.7079	
$NaOH_{(l)}$	13.544		13.5438	
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3Na_{(l)}$	1262.474		1262.4738	
$Na_2SO_{4(l)}$	27.8714		27,8714	
Jumlah	1417.3516	66.6152	1350.7363	
	1417.3516		1,417.35	

e. Neraca Massa pada Spray Dryer



Keterangan :

Arus 15 : Aliran masuk dari evaporator

Arus 16 : Aliran masuk udara panas

Arus 17 : Aliran keluar spray dryer menuju screw conveyer

Arus 18 : Aliran keluar spray dryer menuju filter

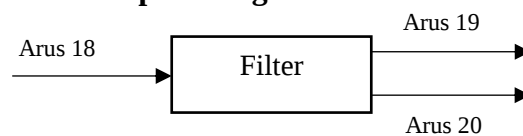
Output = Input

Arus 15 + 16 = Arus 17 + Arus 18

Tabel 2.5 Neraca Massa pada *Spray Dryer*

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(s)}$	29.1395			29.1395
$H_2O_{(g)}$	17.7079			17.7079
$NaOH_{(l)}$	13.5438			13.5438
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	1262.4738		1256.1614	6.3124
$Na_2SO_{4(l)}$	27,8714			27.8714
Jumlah	1350.7363		1256.1614	94.5749
	1,350.74		1,350.74	

f. Neraca Massa pada Bag Filter



Keterangan :

Arus 18 : Aliran masuk dari spray dryer

Arus 19 : Aliran keluar menuju silo

Arus 20 : Aliran keluar menuju udara bebas

Input = Output

Arus 18 = Arus 19 + Arus 20

Tabel 2.6 Neraca Massa pada Bag Filter

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(s)}$	29.139		29.139
$H_2O_{(g)}$	17.708		17.708
$NaOH_{(l)}$	13.544		13.544
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	6.312	6.312	
$Na_2SO_{4(i)}$	27.871		27.871
Jumlah	94.575	6.312	
	94.575	94.575	

g. Neraca Massa Overall**Tabel 2.7** Neraca Massa Overall

Komponen	Input (Kg)	Output(Kg)	
		Produk Utama	Produk Sampling
Reaktor			
$C_6H_5.C_{12}H_{25(l)}$	975,441	9,754	
$C_{12}H_{26(l)}$	4,951	4,951	
$H_2O_{(l)}$	9,903	9,903	
$H_2SO_{4(l)}$	717,119	384,704	
$SO_{3(l)}$	179,280		
$H_2SO_4.SO_{3(l)}$		197,650	
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3H_{(l)}$		1.279,731	
Decanter			
$H_2SO_{4(l)}$	384,704		384,70
$H_2SO_4.SO_{3(l)}$	197,650	197,650	
$H_2O_{(l)}$	9,903	9,903	
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	1.279,731	1.279,731	
$C_6H_5.C_{12}H_{25(l)}$	9,754	9,754	
$C_{12}H_{26(l)}$	4,951	4,951	
Netralizer			
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	1266.933	29.139	
$H_2SO_{4(l)}$	19.235		

H ₂ O _(l)	145.393	84.323	
NaOH _(l)	36.225	13.544	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ Na _(l)		1262.474	
Na ₂ SO _{4(l)}		27.871	
Evaporator			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(l)			
H ₂ O _(l)	29.139	29.139	
NaOH _(l)	84.323	84.323	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ Na _(l)	13.544	13.544	
Na ₂ SO _{4(l)}	1262.474	1262.474	
Spray Dryer	27.871	27.871	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(s)			
H ₂ O _(g)			
NaOH _(l)	29.139	29.139	
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	17.708	17.708	
Na ₂ SO _{4(s)}	13.544	13.544	
Bag Filter	1262.474	1262.474	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(s)	27.871	27.871	
H ₂ O _(g)			
NaOH _(l)			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	29.139	29.139	6.312
Na ₂ SO _{4(s)}	17.708	17.708	
	8103.836	7712.819	391.0167
Jumlah	8103.836	8103.836	

2.5.2 Neraca Panas

a. Neraca Panas pada *Heat Exchanger* (HE-101)

Tabel 2.8 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-101)

Komponen	Input	Output
	Q1	Q3
$C_6H_5C_{12}H_{25(l)}$	4.400.210,7856	22.732.692,6914
$C_{12}H_{26(l)}$	9.347,1007	47.207,0281
$H_2O_{(l)}$	3.738,2292	18.647,4559
Qsteam	19.352.895,8419	
Qloss		967.644,7921
Total	23.766.191,9574	23.766.191,9574
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		9.920,4920

b. Panas pada *Heat Exchanger* (HE-102)

Tabel 2.9 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-102)

Komponen	Input	Output
	Q2	Q4
$H_2SO_{4(l)}$	503.366,3592	2.542.737,1289
$SO_{3(l)}$	231.456,0117	1.163.761,9197
Qsteam	3.128.080,7134	
Qloss	0	156.404,0357
Total	3.862.903,0842	3.862.903,0842
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		1.603,4861

c. Neraca Panas pada Reaktor

Tabel 2.10 Neraca panas pada Reaktor

Komponen	Input		Output
	Q3	Q4	Q5
$C_6H_5C_{12}H_{25(l)}$	22.732.629,6814		289.841,8317
$C_{12}H_{26(l)}$	47.207,0281		60.188,9608
$H_2O_{(l)}$	18.647,4559		23.775,5062
$H_2SO_{4(l)}$		2.542.737,1289	1.739.192,6934
$SO_{3(l)}$		1.163.761,9197	

H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}			44.621,5956
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO _{3H(l)}			34.958.240,5996
Qrx			-156.587,1875
Qcw	10.454.227,7860		
Total	<u>33.252.774,9513</u>	<u>3.706.499,0486</u>	36.959.273,9999
	36.959.273,9999		
Kebutuhan total massa air pendingin adalah			124.931,0204

d. Neraca Panas pada Decanter

Tabel 2.11 Neraca Panas pada Decanter

Komponen	Input		Output	
	Q5	Q6	Q7	
$\text{H}_2\text{SO}_4(\text{l})$	1.364.072,7007	1.295.869,0656	68.203,6350	
$\text{H}_2\text{SO}_4.\text{SO}_3(\text{l})$	12.830,5486	12.830,5486		
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	18.647,4559	17.715,0831	932,3728	
$\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4.\text{SO}_3\text{H}(\text{l})$	27.418.227,9212	274.182,2792	27.144.045,6420	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_{12}\text{H}_{25}(\text{l})$	227.326,9268	227.326,9268		
$\text{C}_{12}\text{H}_{26}(\text{l})$	47.207,0281	47.207,0281		
Total	29.088.312,5813	1.875.130,9314	27.213.181,6499	
		29.088.312,5813		

e. Neraca Panas pada Heat Exchanger (HE-103)

Tabel 2.12 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-103)

Komponen	Input	Output
	Q9	Q10
H ₂ O _(l)	68.371,2998	341.057,4198
NaOH _(l)	19.723,1790	98.582,5596
Qsteam	370.047,8954	
Qloss		18.502,3948
Total	458.142,3742	458.142,3742
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		189,6903

f. Neraca Panas pada Netralizer

Tabel 2.13 Neraca panas pada Netralizer

Komponen	Input		Output
	Q7	Q10	Q11
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)	27.144.045,6420		692.173,1639
H ₂ SO _{4(l)}	68.203,6350		
H ₂ O _(l)	932,3728	568.429,0330	230.963,3945
NaOH _(l)		164.304,2661	355.051,4485
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(l)			36.543.300,2973
Na ₂ SO _{4(l)}			202.273,4701
Qrx			-407.822,7585
Qcw	9.670.024,1669		
Total	36.883.205,81 68	732.733,2990	37.615.939,1158
	37.615.939,1158		
Kebutuhan total massa iar pendingin adalah			119.062,1115

g. Neraca Panas pada Evaporator

Tabel 2.14 Neraca Panas pada Evaporator

Komponen	Input		Output
	Q11	Q12	Q14
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(l)}$	108.576,1826		1.628.642,7385
$H_2O_{(l)}$	28.732,5454	141.091,0492	339.322,6774
$NaOH_{(l)}$	91.163,3362		1.365.770,1520
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(l)}$	5.732.282,3996		85.984.235,9935
$Na_2SO_{4(l)}$	31.765,9536		474.511,1630
Qlv			2.194.788,9675
Qs	89.466.618,0500		
Qloss			4.445.890,9364
Total	95.393.394,5372	141.091,0492	95.252.303,4879
		95.393.394,5372	

h. Neraca Panas pada Spray Dryer

Tabel 2.15 Neraca Panas pada *Spray Dryer*

Komponen	Input		Output
	Q15	Q17	Q18
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(s)}$	1.628.642,7385		5.472.239,6014
$H_2O_{(g)}$	339.322,6774		416.516,3447
$NaOH_{(l)}$	1.365.770,1520		1.274.901,8949
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	85.984.235,9935	287.462.497,7736	1.444.535,1647
$Na_2SO_{4(l)}$	474.511,1630		1.575.849,4045
Qudara	209.062.356,5658		
Total	297.646.540,1838	<u>287.462.497,7736</u>	<u>10.184.042,4102</u>
		297.646.540,1838	

i. Neraca Panas pada Filter

Tabel 2.16 Neraca Panas pada Filter

Komponen	Input		Output
	Q18	Q19	Q20
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(s)}$	5.472.239,6014	5.472.239,6014	
$H_2O_{(g)}$	416.516,3447		416.516,3447
$NaOH_{(l)}$	1.274.901,8949		1.274.901,8949
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	1.444.535,1647		1.444.535,1647
$Na_2SO_{4(l)}$	1.575.849,4045		1.575.849,4045
Total	10.184.042,4102	<u>5.472.239,6014</u>	<u>4.711.802,8087</u>
		10.184.042,4102	

j. Neraca Panas Overall

Tabel 2.17 Neraca Panas *Overall*

Komponen	Input	Output
<i>Heat Exchanger-101</i>		
C ₆ H ₅ C ₁₂ H _{25(l)}	4.400.210,7856	22.732.692,6814
C ₁₂ H _{26(l)}	9.347,1007	47.207,0281
H ₂ O _(l)	3.738,2292	18.647,4559

Qsteam	19.352.895,8419	0,0000
Qloss	0,0000	967.644,7921

Heat Exchanger-102

H ₂ SO _{4(l)}	503.366,3592	2.542.737,1289
SO _{3(l)}	231.456,0117	1.163.761,9197
Qsteam	3.128.080,7134	0,0000
Qloss	0,0000	156.404,0357

Heat Exchanger-103

H ₂ O _(l)	68.371,2998	341.057,4198
NaOH _(l)	19.723,1790	98.582,5596
Qsteam	370.047,8954	0,0000
Qloss	0,0000	18.502,3948

Reaktor -201

C ₆ H ₅ C ₁₂ H _{25(l)}	22.732.692,6814	289.841,8317
C ₁₂ H _{26(l)}	47.207,0281	60.188,9608
H ₂ O _(l)	18.647,4559	23.775,5062
H ₂ SO _{4(l)}	2.542.737,1289	1.739.192,6934
SO _{3(l)}	1.163.761,9197	
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}		44.621,5956
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO _{3H(l)}		34.958.240,5996
Qrx		-156.587,1875
Qcw	10.454.227,7860	

Decanter -301

H ₂ SO _{4(l)}	1.364.072,7007	68.203,6350	1.295.869,0656
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}	12.830,5486		12.830,5486
H ₂ O _(l)	18.647,4559	932,3728	17.715,0831
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO _{3H(l)}	27.418.227,9212	27.144.045,6420	274.182,2792
C ₆ H ₅ C ₁₂ H _{25(l)}	227.326,9268		227.326,9268
C ₁₂ H _{26(l)}	47.207,0281		47.207,0281

Netralizer-401

C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO _{3H(l)}	27.144.045,6420	692.173,1639
H ₂ SO _{4(l)}	68.203,6350	
H ₂ O _(l)	341.989,7926	230.963,4945

NaOH _(l)	98.582,5596	355.051,4485	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)		36.543.300,2973	
Na ₂ SO _{4(l)}		202.273,4701	
Q _{rx}		-407.822,7585	
Q _{cw}	9.963.117,4865		
<i>Evaporator-501</i>			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)	108.576,1826	1.628.642,7385	
H ₂ O _(l)	28.732,5454	115.971,0416	141.091,0492
NaOH _(l)	25.419,4061	380.822,6813	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(l)	5.732.282,3996	85.984.235,9935	
Na ₂ SO _{4(l)}	31.765,9536	474.511,1630	
Q _{lv}	0,0000	2.194.788,9675	
Q _s	88.917.818,7278	0,0000	
Q _{loss}	0,0000	4.473.330,9025	
<i>Spray Dryer - 601</i>			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(s)	1.628.642,7385		5.472.239,6014
H ₂ O _(g)	115.971,0416		416.516,3447
NaOH _(l)	380.822,6813		1.274.901,8949
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	85.984.235,9935	287.462.497,7736	1.444.535,1647
Na ₂ SO _{4(s)}	474.511,1630		1.575.849,4045
Q _{udara}	209.062.356,5658		
<i>Bagging Filter -101</i>			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(s)	5.472.239,6014		5.472.239,6014
H ₂ O _(g)	416.516,3447	416.516,3447	
NaOH _(l)	1.274.901,8949	1.274.901,8949	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	1.444.535,1647	1.444.535,1647	
Na ₂ SO _{4(l)}	1.575.849,4045	1.575.849,4045	
Sub Total	534.974.740,2439	517.302.236,2517	17.672.503,9922
Total	534.974.740,2439	534.974.740,2439	

- Perhitungan efisiensi neraca panas

$$\% \text{Kehilangan Panas} = \frac{Q_{\text{loss}}}{\text{Total Panas}} \times 100\%$$

$$= 1,0101\%$$

$$\begin{aligned}\% \text{Efisiensi overall} &= 100\% - \% \text{Kehilangan Panas} \\ &= 98,9503\%\end{aligned}$$

2.6 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

2.6.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan cara mengatur fasilitas-fasilitas pabrik yang mana akan memberikan pengaruh pada kinerja proses produksi dengan cara penataan mesin dan fasilitas penunjang lainnya. Dari tata letak yang baik, akan menentukan kelancaran dan berhasilnya pabrik itu sendiri. Dalam penentuannya, banyak hal yang menjadi pertimbangan dalam penempatan alat produksi seperti harus memenuhi keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi pekerja. Juga beberapa fasilitas penunjang seperti kantor, laboratorium, tempat ibadah, pospenjagaan, dan sebagainya. Tata letak pabrik meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan, dan tempat penyimpanan bahan baku serta bahan penunjang lainnya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama dari segi lalu lintas barang, keamanan, ekonomi, dan kontrol. Beberapa hal yang diperhatikan dalam tata letak pabrik adalah:

1. Ekspansi dan penambahan bangunan pabrik

Pabrik harus didesain dini apabila ada perluasan area pabrik, penambahan bangunan dan alat, penambahan kapasitas atau mengolah produk yang lain. Hal ini harus direncanakan agar tidak timbul masalah kebutuhan lahan di masa mendatang.

2. Keamanan

Pemetaan area khusus dan perhitungan jarak antar bangunan sangat penting dalam perencanaan. Keselamatan menjadi poin penting apabila terjadi bencana kebakaran, ledakan, dan potensi bahaya lain.

3. Luas area

Pemakaian tempat disesuaikan dengan lahan, hal ini dikarenakan harga tanah yang menjadi penghambat ketersediaan lahan. Apabila harga tinggi, efisiensi pemakaian lahan perlu dilakukan, seperti ruangan yang dibuat bertingkat agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan utilitas

Pemasangan instalasi yang baik akan meningkatkan kemudahan dan kenyamanan para pekerja. Sistem distribusi lahan dan instrumen pendukung lain baik dari padatan, gas, cair, *steam*, dan listrik akan mempermudah *maintenance* dan pekerjaannya. Penempatan instrumen yang benar dan tepat akan memperlancar operasi, kemudahan dalam penggunaan, dan perawatan.

5. Pengolahan limbah

Pembuangan limbah harus diperhatikan dan di *check* secara berkala agar limbah yang akan dibuang sesuai standar dan tidak mengandung bahan berbahaya agar tidak mencemari dan membahayakan lingkungan sekitar. Penambahan fasilitas pengolahan limbah sangat diperlukan agar bahan tidak mencemari lingkungan sekitar.

6. Penentuan jarak

Peletakan alat proses dengan jarak yang teratur dan mementingkan kenyamanan sesuai dengan alat, bahan, dan proses produksi sehingga bahaya dapat diminimalkan dan dihindari. Regulasi sangat penting dalam membuat desain aliran bahan cair, padat, dan gas di *plant*.

2.6.2. Tata Letak Peralatan

Lay out pabrik merupakan penyusunan fasilitas fisik seperti mesin, alat-alat, *furniture*, dan yang lainnya yang ada didalam pabrik yang nantinya akan mempengaruhi kelancaran proses produksi. *Lay out* pabrik juga merupakan faktor penting bagi segi ekonomi maupun keselamatan proses di dalam pabrik. Secara garis besar, *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapadaerah utama, yaitu:

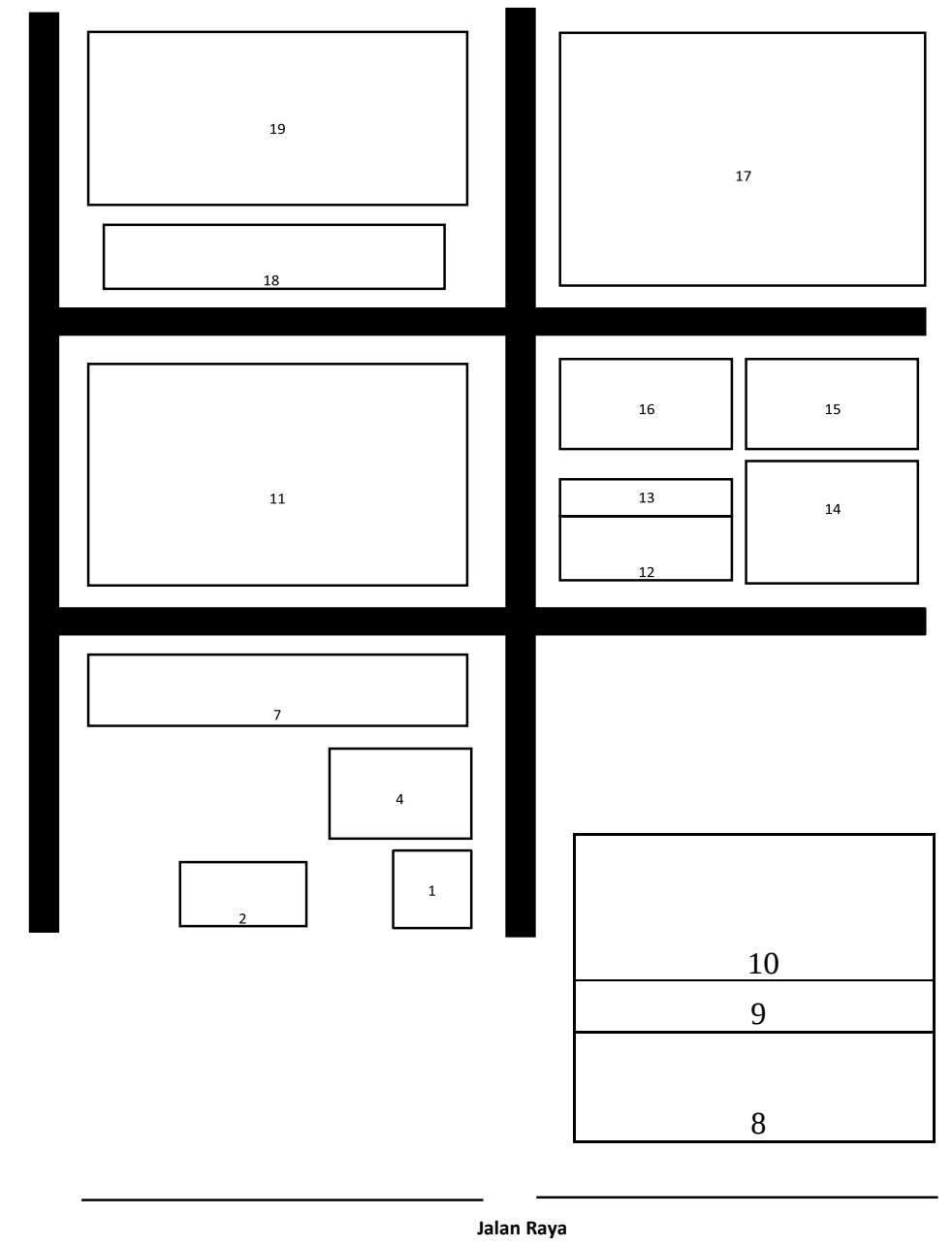
1. Daerah adminitrasi, laboratorium, dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari:
 - Laboratorium, bertujuan sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
 - Fasilitas pendukung, merupakan fasilitas yang diberikan untuk karyawan seperti kantin, masjid, aula, poliklinik dan mess.
2. Daerah proses, ruang kontrol, dan perluasan

Daerah ini merupakan lokasi dimana alat-alat proses diletakkan untuk

produksi dan perluasannya. Ruang kontrol digunakan sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah utilitas dan *power station*

Daerah ini merupakan lokasi pusat penyediaan air, steam, air pendingin, dan penyedia tenaga listrik untuk menunjang keberlangsungan proses.



Skala 1 : 1.000

Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

- | | | | |
|-----|----------------|-----|----------------------------|
| 1. | Pos Satpam | 11. | : Daerah Proses |
| 2. | : Poliklinik | 12. | : <i>Fire & Safety</i> |
| 3. | : Pos Satpam | 13. | : Taman |
| 4. | : Masjid | 14. | : Mess Karyawan |
| 5. | : Taman | 15. | : Ruang Kontrol Utilitas |
| 6. | : Kantin | 16. | : Ruang Kontrol Proses |
| 7. | : Laboratorium | 17. | : Area Pengembangan |
| 8. | : Parkir | 18. | : Bengkel |
| 9. | : Taman | 19. | : Utilitas |
| 10. | : Perkantoran | 20. | : Daerah Proses |

Tabel 2.18 Perincian Penggunaan Tanah Bangunan

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos Satpam	40
2	Poliklinik	300
3	Masjid	700
4	Taman	400
5	Kantin	500
6	Laboratorium	1.000
7	Parkir	1.900
8	Perkantoran	3.500
9	Daerah Proses	9.800
10	Mess Karyawan	2.000
11	Fire & Safety	500
12	Ruang Kontrol Proses	700
13	Ruang Kontrol Utilitas	700
14	Area Pengembangan	4.500
15	Bengkel	600
16	Utilitas	9.000
Total Luas Bangunan		36.140
Total Luas Tanah		37.712

2.6.3. Tata Letak Peralatan Proses

Dalam penentuan *lay out* peralatan proses pada pabrik terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Penentuan aliran bahan baku yang tepat dapat memberikan keuntungan secara ekonomis, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi.

2. Aliran udara

Salah satu yang harus diperhatikan dalam tata letak alat proses adalah aliran udara, aliran udara di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya dan perlu memperhatikan arah hembusan angin. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan dan orang-orang disekitar pabrik.

3. Pencahayaan

Pencahayaan seluruh pabrik harus memadai, dan tempat-tempat proses yang berbahaya harus diberi penerangan lebih.

4. Lalu lintas manusia

Lalu lintas manusia perlu diperhatikan agar pekerja mampu mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat termasuk saat terjadi gangguan pada alat proses.

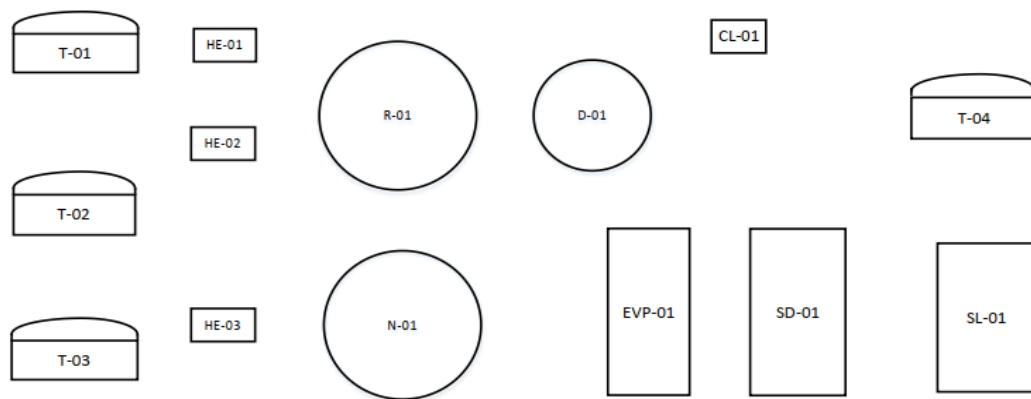
5. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, lebih baik dipisahkan dari alat proses lainnya, hal ini bertujuan agar jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat lainnya.

6. Pertimbangan ekonomi

Dalam memilih tata letak alat, diusahakan agar dapat mempertimbangkan biaya operasi dan dapat menjamin kelancaran serta keamanan produksi

sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.



Gambar 2.5 Tata Letak Peralatan Proses

Keterangan Gambar:

T-01	: Tangki <i>Linear Alkylbenze</i>	R-01	: Reaktor
T-02	: Tangki <i>Oleum</i> 20%	D-01	: Decanter
T-03	: Tangki NaOH 20%	CL-01	: <i>Cooler</i>
T-04	: Tangki H ₂ SO ₄	N-01	: Netralizer
HE-01	: <i>Heat Exchanger</i> 1	EVP-01	: Evaporator
HE-02	: <i>Heat Exchanger</i> 2	SD-01	: Spray Dryer
HE-03	: <i>Heat Exchanger</i> 3	SL-01	: Silo