

BAB II

URAIAN PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

A. Kulit Jeruk (*Citrus sinensis*)

Menurut Suzuki et al., 2023 & Schieber et al., 2019, spesifikasi dari kulit jeruk sebagai berikut:

Bentuk	: Padatan berwarna kuning-oranye hingga kehijauan
Warna	: Kuning-oranye
Bau	: Khas jeruk (aroma <i>limonene</i>)
Kadar air	: 75 – 85% (b/b)
Kadar pektin (bk)	: 5 – 12% (b/b)
Kadar <i>limonene</i>	: 1,5 – 3,0% (b/b)
Kadar selulosa	: $\pm 6,1\%$ (b/b)
Kadar abu	: $\pm 2,4\%$ (b/b)
Densitas curah	: $\pm 600 \text{ kg/m}^3$ (basis basah)

B. Asam Sitrat (*Citric Acid*, $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$)

Menurut MSDS 2023, spesifikasi asam sitrat sebagai berikut:

Nama IUPAC	: 2-hydroxypropane-1,2,3-tricarboxylic acid
Rumus molekul	: $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$
Berat molekul	: 192,12 g/mol
Bentuk	: Serbuk/granul kristal berwarna putih
Warna	: Putih
Titik lebur	: 153 – 156°C
Titik didih	: >175°C (terdekomposisi)

pKa : $pK_{a1}=3,13$; $pK_{a2}=4,76$; $pK_{a3}=6,40$
 Kelarutan dalam air : 592 g/L (20°C)
 Densitas : 1,665 g/cm³ (20°C)
 pH larutan (1%) : $\pm 2,2$
 Kelas bahaya GHS : Iritan (H319): Menyebabkan iritasi mata serius

C. Isopropil Alkohol ((CH₃)₂CHOH)

Menurut MSDS 2019, spesifikasi isopropil alkohol sebagai berikut

Nama produk : Iso-Propyl Alcohol (IPA)
 Sinonim : 2-Propanol, Isopropanol, IPA
 Rumus kimia : (CH₃)₂CHOH
 Berat molekul : 60,10 g/mol
 No. CAS : 67-63-0
 No. EC : 200-661-7
 Kode HS : 2905 12 20
 Bentuk : Cair
 Warna : Tidak berwarna
 Bau : Seperti alkohol
 pH (20°C) : Netral
 Titik lebur : -89,5°C
 Titik didih : 82,4°C pada 1.013 hPa
 Titik nyala : 12°C (c.c.), mudah terbakar
 Suhu menyala (*auto-ignition*) : 425°C (DIN 51794)
 Batas ledakan (LEL–UEL) : 2 – 13,4% (V/V)
 Tekanan uap (20°C) : 43 hPa
 Densitas (20°C) : 0,786 g/cm³
 Kerapatan uap relatif : 2,07 (relatif terhadap udara)

Viskositas dinamis (20°C) : 2,2 mPa·s

D. Air Proses (H₂O)

Menurut Perry's 2008, spesifikasi air proses sebagai berikut:

Rumus molekul : H₂O

Berat molekul : 18,02 g/mol

Bentuk : Cair

Warna : Tidak berwarna

pH : 6,5 – 7,5 (air proses yang telah diolah)

Titik didih : 100°C (1 atm)

Titik beku : 0°C (1 atm)

Densitas : 1,00 g/cm³ (4°C)

Viskositas : 1,002 cP (20°C)

2.1.2 Spesifikasi Produk

Pektin Serbuk dari Kulit Jeruk (*High Methoxyl Pectin*, HMP)

Nama produk : Pektin Serbuk (*Pectin Powder*)

Nomor CAS : 9000-69-5

Kategori : *High Methoxyl Pectin* (HMP)

Bentuk : Serbuk halus

Warna : Putih kekuningan hingga putih kecoklatan

Bau : Tidak berbau / khas pektin

Kadar air (maks.) : ≤ 12% (b/b) (Dranca & Oroian, 2018; Cho et al., 2019)

Kadar asam : ≥ 65% (bk) (Müller-Maatsch et al., 2016; Cho et al., 2019)
galakturonat

Derajat esterifikasi : > 50% (HMP) ; target 60–75% (Hosseini et al., 2016; Cho et al., 2019)
(DE)

Derajat jel (USA- SAG)	: 150 ± 5 SAG (Dranca & Oroian, 2018)
Kemurnian pektin	: $\geq 96\%$ (bk) (Müller-Maatsch et al., 2016)
Kadar abu (maks.)	: $\leq 5\%$ (b/b) (Dranca & Oroian, 2018; Müller-Maatsch et al., 2016)
Kadar SO ₂ (maks.)	: ≤ 50 mg/kg (food grade, Cho et al., 2019)
Viskositas (2%, 60°C)	: $\geq 1,6$ mPa·s (Dranca & Oroian, 2018)
Ukuran partikel	: Lolos 150 mesh (≤ 100 µm) (Casas-Orozco et al., 2015)
Densitas curah	: $0,40 - 0,70$ g/cm ³ (Dranca & Oroian, 2018)
Spesifik gravity	: $1,50 - 1,55$ (Müller-Maatsch et al., 2016)
pH larutan (1%)	: $2,8 - 3,8$ (Hosseini et al., 2016)
Sumber referensi	: Müller-Maatsch et al. (2016); Cho et al. (2019); Dranca & Oroian (2018); SDS Sigma-Aldrich No. P9135

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

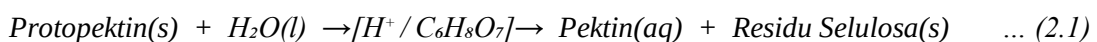
Bahan baku utama produksi yaitu kulit jeruk segar yang didapatkan dari industri pengolahan jus jeruk, industri pengolahan atau minuman yang berbasis buah jeruk, sentra perkebunan jeruk, dan UMKM pengolahan jeruk di kirimkan ke pabrik, kemudian di terima dan di simpan sementara di gudang bahan baku (G-01). Bahan baku tersebut memiliki kadar air sekitar 75 sampai 85% (b/b), kandungan pektin sebesar 5 sampai 12% pada basis kering, serta mengandung D-limonene sebagai salah satu komponen minyak esensial (Suzuki et al., 2023). Setelah melalui proses penimbangan dan pemeriksaan awal, kulit jeruk dipindahkan menggunakan belt conveyor (BC-01) menuju unit pencucian (WU-01). Pada tahap ini, kulit jeruk dicuci dengan air bersih untuk menghilangkan kotoran, tanah, residu pestisida, serta kontaminan lain yang menempel pada permukaannya.

Setelah proses pencucian selesai, kulit jeruk di tiriskan terlebih dahulu, kemudian di masukkan ke dalam *dryer* (PD-01). Pengeringan awal dilakukan secara parsial menggunakan udara panas pada suhu 60 sampai 70°C selama kurang lebih 30 menit, hingga kadar air bahan menurun menjadi sekitar 50 sampai 55% (b/b). Tahap ini bertujuan untuk mempermudah proses pengecilan ukuran serta meningkatkan efektivitas proses ekstraksi (Schieber et al., 2019). Selanjutnya, kulit jeruk yang telah setengah kering dihancurkan menggunakan *crusher* (CR-01) hingga menghasilkan partikel berukuran sekitar 1 sampai 2 mm. Ukuran partikel yang lebih kecil dapat memperluas luas permukaan kontak antara bahan dan larutan pengeksrak. Setelah itu, material halus dipindahkan menggunakan *screw conveyor* (SC-01) menuju tangki ekstraktor.

2.2.2 Proses Ekstraksi dengan Asam Sitrat

Bahan utama yang telah dihaluskan, yaitu kulit jeruk, kemudian dialirkan ke dalam tangki ekstraktor (EX-01) untuk menjalani proses ekstraksi secara kontinu. Proses ini berlangsung selama 60 sampai 90 menit pada suhu 80 sampai 90°C dengan tekanan atmosfer sebesar 1 atm. Larutan yang digunakan sebagai pengeksrak adalah larutan asam sitrat encer dengan konsentrasi 0,5 sampai 1,0% (b/v). Larutan tersebut diatur pada pH 1,8 sampai 2,0 dengan menggunakan air proses. Perbandingan antara massa kulit jeruk halus dan volume larutan asam sitrat yang digunakan adalah 1:20 (b/v) (Hosseini et al., 2016; Dranca & Oroian, 2018).

Selama proses ekstraksi berlangsung, terdapat dua reaksi utama yang terjadi. Reaksi pertama adalah hidrolisis protopektin yang tidak larut menjadi pektin terlarut. Reaksi kedua adalah saponifikasi parsial pada gugus metil ester. Hidrolisis protopektin dengan bantuan asam sitrat dapat dinyatakan melalui persamaan reaksi berikut (Müller-Maatsch et al., 2016; Cho et al., 2019):



Persamaan reaksi (2.1) menggambarkan proses hidrolisis ikatan glikosidik yang menghubungkan protopektin dengan jaringan selulosa pada dinding sel. Ion H^+ yang berasal dari asam sitrat dengan nilai pK_{a1} sebesar 3,13, pK_{a2} sebesar 4,76, dan pK_{a3} sebesar 6,40 berperan sebagai katalis dalam pemutusan ikatan tersebut. Pemutusan ikatan ini menyebabkan pektin berubah menjadi bentuk terlarut dan berpindah ke fase

cair. Asam sitrat memiliki keunggulan dibandingkan asam mineral karena bersifat sebagai larutan penyangga. Sifat tersebut membuat pH larutan lebih stabil selama proses ekstraksi, sehingga degradasi pektin akibat perubahan pH yang berlebihan dapat diminimalkan (Hosseini et al., 2016). Di samping proses hidrolisis, kondisi asam yang disertai suhu tinggi juga dapat menyebabkan terjadinya reaksi demetilasi parsial. Reaksi ini berpengaruh terhadap derajat esterifikasi atau degree of esterification (DE) pada pektin yang dihasilkan:



Tahap reaksi pada persamaan (2.2) menunjukkan terjadinya saponifikasi asam secara parsial pada gugus metil ester yang terdapat dalam rantai asam galakturonat pektin. Kecepatan reaksi ini dikendalikan melalui pengaturan suhu dan lama waktu ekstraksi. Pada kondisi suhu 80 sampai 90°C, pH 2,0, dan waktu ekstraksi selama 60 sampai 90 menit, proses demetilasi berlangsung secara terbatas. Kondisi tersebut menyebabkan derajat esterifikasi atau *Degree of Esterification* (DE) pektin yang dihasilkan tetap lebih dari 50%, sehingga termasuk dalam kategori *High Methoxyl Pectin*. Pada kondisi operasi tersebut, konversi ekstraksi pektin dapat mencapai 75 sampai 85% (Dranca & Oroian, 2018; Hosseini et al., 2016). Hasil ekstraksi berupa *slurry* yang mengandung pektin terlarut, kemudian dialirkan menuju unit filtrasi untuk tahap pemisahan berikutnya.

2.2.3 Proses Filtrasi Pertama

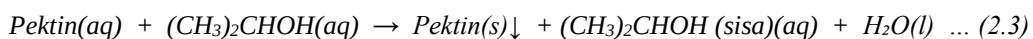
Hasil ekstraksi yang berbentuk *slurry* kemudian dialirkan ke *rotary drum vacuum filter* pertama (RDVF-01) untuk memisahkan filtrat pektin terlarut dari padatan residu. Unit filtrasi ini beroperasi pada tekanan vakum sekitar 0,3 sampai 0,5 atm. Padatan yang tertahan pada media filter atau cake terdiri atas serat kasar, selulosa, hemiselulosa, lignin, dan mineral. Padatan tersebut selanjutnya ditampung di dalam bak penampungan (BP-01). Residu padat yang dihasilkan masih memiliki nilai guna karena dapat dimanfaatkan atau dijual sebagai bahan kompos maupun pakan ternak (Suzuki et al., 2023; Casas-Orozco et al., 2015). Sementara itu, filtrat pektin encer yang berhasil melewati saringan dipompa menuju unit evaporasi untuk menjalani proses pemekatan.

2.2.4 Proses Pemekatan (Vaporasi)

Tahap pemekatan dilakukan dengan memompakan filtrat pektin encer ke dalam evaporator (EV-01). Larutan tersebut dipanaskan menggunakan steam pada suhu 70 sampai 80 °C dalam kondisi tekanan vakum parsial. Proses evaporasi berlangsung hingga volume larutan berkurang menjadi sekitar 1/4 sampai 1/5 dari volume awal, sehingga diperoleh larutan pektin pekat (Casas-Orozco et al., 2015). Selama proses evaporasi, uap yang terbentuk terdiri atas uap air dan sisa asam sitrat dalam konsentrasi sangat rendah. Uap tersebut kemudian dialirkan melalui kondensor (Cn-01) untuk dikondensasikan. Kondensat yang dihasilkan ditampung dalam tangki (T-03) dan dapat digunakan kembali sebagai pelarut pada siklus ekstraksi berikutnya. Larutan pektin pekat sebagai produk bawah dari EV-01 selanjutnya didinginkan menggunakan cooler (CO-01) hingga mencapai suhu sekitar 30 °C sebelum dialirkan ke tahap pengendapan.

2.2.5 Proses Pengendapan Pektin

Proses pengendapan diawali dengan memompakan larutan pektin pekat yang telah didinginkan ke dalam tangki mixer (M-01). Selanjutnya, isopropil alkohol dari tangki penyimpanan (T-04) ditambahkan ke dalam larutan tersebut dengan perbandingan massa larutan pektin terhadap volume isopropil alkohol sebesar 1:2 (b/v). Penambahan isopropil alkohol menyebabkan aktivitas air dalam larutan menurun. Kondisi ini membuat pektin terlarut mengalami agregasi, sehingga membentuk endapan. Secara sederhana, reaksi pengendapan pektin dapat dituliskan sebagai berikut:



Pembentukan endapan pada mekanisme presipitasi (2.3) terjadi karena penambahan alkohol mampu menurunkan konstanta dielektrik pelarut. Penurunan tersebut menyebabkan interaksi ionik dan hidrofobik antarrantai polimer pektin menjadi lebih kuat dibandingkan gaya hidrasi antara pektin dan air. Akibatnya, pektin mengalami agregasi dan membentuk endapan (Dranca & Oroian, 2018). Endapan pektin basah yang terbentuk selanjutnya dipisahkan menggunakan *rotary drum vacuum filter* kedua (RDVF-02). Filtrat yang keluar dari unit RDVF-02 mengandung campuran isopropil alkohol, air, dan sebagian pektin yang tidak ikut mengendap. Filtrat tersebut kemudian

dialirkan menuju unit destilasi untuk proses pemulihan isopropil alkohol agar dapat digunakan kembali pada tahap berikutnya.

2.2.6 Proses Pengeringan

Tahap pengeringan dilakukan dengan memasukkan endapan pektin basah dari RDVF-02 ke dalam *rotary dryer* (RD-01). Unit ini menggunakan udara panas bersuhu 50 sampai 60°C sebagai media pengering. Suhu operasi dijaga agar tidak melebihi 65°C untuk mencegah terjadinya degradasi termal pada rantai polimer pektin (Casas-Orozco et al., 2015). Proses pengeringan berlangsung hingga kadar air produk mencapai $\leq 12\%$ (b/b), sesuai dengan standar mutu pektin komersial yang umum digunakan di industri (Dranca & Oroian, 2018; Müller-Maatsch et al., 2016). Pektin kering yang dihasilkan selanjutnya dipindahkan menggunakan *screw conveyor* (SC-02) menuju unit penggilingan.

2.2.7 Proses Penggilingan dan Standarisasi Produk

Produk pektin hasil pengeringan selanjutnya digiling menggunakan *ball mill* (BM-01) hingga diperoleh ukuran partikel kurang dari 150 *mesh*. Proses penggilingan dilakukan pada suhu ruang untuk mencegah terjadinya pemanasan berlebih yang dapat memengaruhi mutu pektin. Serbuk pektin yang dihasilkan kemudian dialirkan menuju unit standarisasi (BL-01). Pada unit ini, pektin dapat dicampur dengan sukrosa, garam kalsium, atau asam organik sesuai dengan spesifikasi mutu produk yang diinginkan, yaitu *Slow Set*, *Medium Set*, atau *Rapid Set*. Parameter mutu yang dikendalikan meliputi kadar asam galakturonat lebih dari 65%, derajat esterifikasi lebih dari 50% untuk *High Methoxyl Pectin* (HMP), kadar abu kurang dari 5%, dan kadar air maksimal 12% (Yapo et al., 2017; Müller-Maatsch et al., 2016; Cho et al., 2019). Produk akhir selanjutnya ditampung di dalam tangki produk (T-01) sebelum memasuki tahap pengemasan.

2.2.8 Proses Destilasi Pemulihan Isopropil Alkohol

Tahap pemulihan isopropil alkohol dilakukan dengan mengalirkan filtrat dari RDVF-02 ke unit distilasi (TD-01). Filtrat tersebut terdiri atas campuran isopropil alkohol, air, dan sebagian kecil pektin yang tidak mengendap. Proses distilasi sederhana dijalankan pada suhu 82 sampai 85°C dengan tekanan atmosfer. Distilat berupa isopropil alkohol kemudian dikondensasikan melalui kondensor (Cn-02). Hasil

kondensasi selanjutnya dipompa kembali ke tangki penyimpanan isopropil alkohol (T-04) untuk didaur ulang pada siklus pengendapan berikutnya. Sementara itu, produk bawah berupa larutan encer yang mengandung sisa asam sitrat, air, dan sedikit pektin dialirkan ke Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) untuk diproses lebih lanjut sebelum dibuang ke lingkungan (Dávila et al., 2015).

2.2.9 Tinjauan Kinetika Reaksi Ekstraksi Pektin

Derajat kelangsungan reaksi hidrolisis protopektin menjadi pektin terlarut ditentukan oleh konstanta laju reaksi (k) dan waktu kontak antara bahan baku dengan larutan pengeksrak. Berbeda dengan reaksi tunggal, ekstraksi pektin secara asam melibatkan dua proses yang berlangsung secara simultan dan saling bersaing, yaitu (1) reaksi ekstraksi, yaitu pelepasan pektin dari ikatan protopektin pada dinding sel menuju fase cair, dan (2) reaksi degradasi, yaitu depolimerisasi rantai pektin terlarut akibat hidrolisis asam berkelanjutan pada suhu tinggi. Model kinetika dua-tahap paralel ini pertama kali diusulkan oleh Panchev & Kratchanov (1989) dan telah diterapkan secara luas untuk ekstraksi pektin dari berbagai jenis kulit buah sitrus.

Pada model ini, laju akumulasi pektin terlarut (P) terhadap waktu (t) dinyatakan sebagai selisih antara laju ekstraksi dan laju degradasi:

$$dP/dt = k_{ext} (P_{\infty} - P) - k_{deg} \cdot P \quad \dots (2.4)$$

dengan P_{∞} adalah kadar pektin maksimum yang secara teoretis dapat diekstrak dari bahan baku (kadar pektin awal kulit jeruk pada basis kering), k_{ext} adalah konstanta laju ekstraksi (min^{-1}), dan k_{deg} adalah konstanta laju degradasi (min^{-1}). Dengan syarat batas $P(0) = 0$, persamaan (2.4) dapat diintegrasikan secara analitik menjadi:

$$P(t) = P_{\infty} \cdot [k_{ext} / (k_{ext} - k_{deg})] \cdot [e^{(-k_{deg} \cdot t)} - e^{(-k_{ext} \cdot t)}] \quad \dots (2.5)$$

Persamaan (2.5) menunjukkan bahwa hasil ekstraksi pektin tidak meningkat monoton terhadap waktu, melainkan mencapai suatu titik maksimum pada waktu optimum t_{opt} , kemudian menurun akibat degradasi lanjutan apabila reaksi diteruskan melewati titik tersebut. Waktu optimum tersebut dapat diperoleh dari turunan pertama persamaan (2.5) yang disamakan dengan nol:

$$t_{opt} = \ln(k_{ext} / k_{deg}) / (k_{ext} - k_{deg}) \quad \dots (2.6)$$

Ketergantungan k_{ext} dan k_{deg} terhadap suhu dinyatakan melalui persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{(-Ea/RT)} \quad \dots (2.7)$$

dengan A adalah faktor pra-eksponensial (min^{-1}), Ea adalah energi aktivasi (J/mol), R adalah konstanta gas ideal ($8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{K}$), dan T adalah suhu absolut (K). Berdasarkan penelitian kinetika ekstraksi pektin dari kulit jeruk lemon (*Citrus limon*) pada pH optimum 1,80 kondisi pH yang sebanding dengan pH operasi ekstraksi pabrik ini (pH 1,8–2,0) diperoleh nilai k_{ext} berkisar 0,03184 hingga 0,05384 min^{-1} dan k_{deg} berkisar 0,00463 hingga 0,02152 min^{-1} pada rentang suhu 40–94°C, dengan energi aktivasi reaksi ekstraksi (Ea_{ext}) sebesar 9,41 kJ/mol (Sebaoui et al., 2016). Energi aktivasi reaksi degradasi (Ea_{deg}) diestimasi sebesar 27,16 kJ/mol berdasarkan kemiringan Arrhenius dari rentang k_{deg} yang dilaporkan pada rentang suhu yang sama.

Dengan mengkalibrasi faktor pra-eksponensial (A) terhadap data pada suhu terendah (40°C), diperoleh nilai konstanta laju pada beberapa suhu operasi sebagaimana disajikan pada Tabel 2.1.

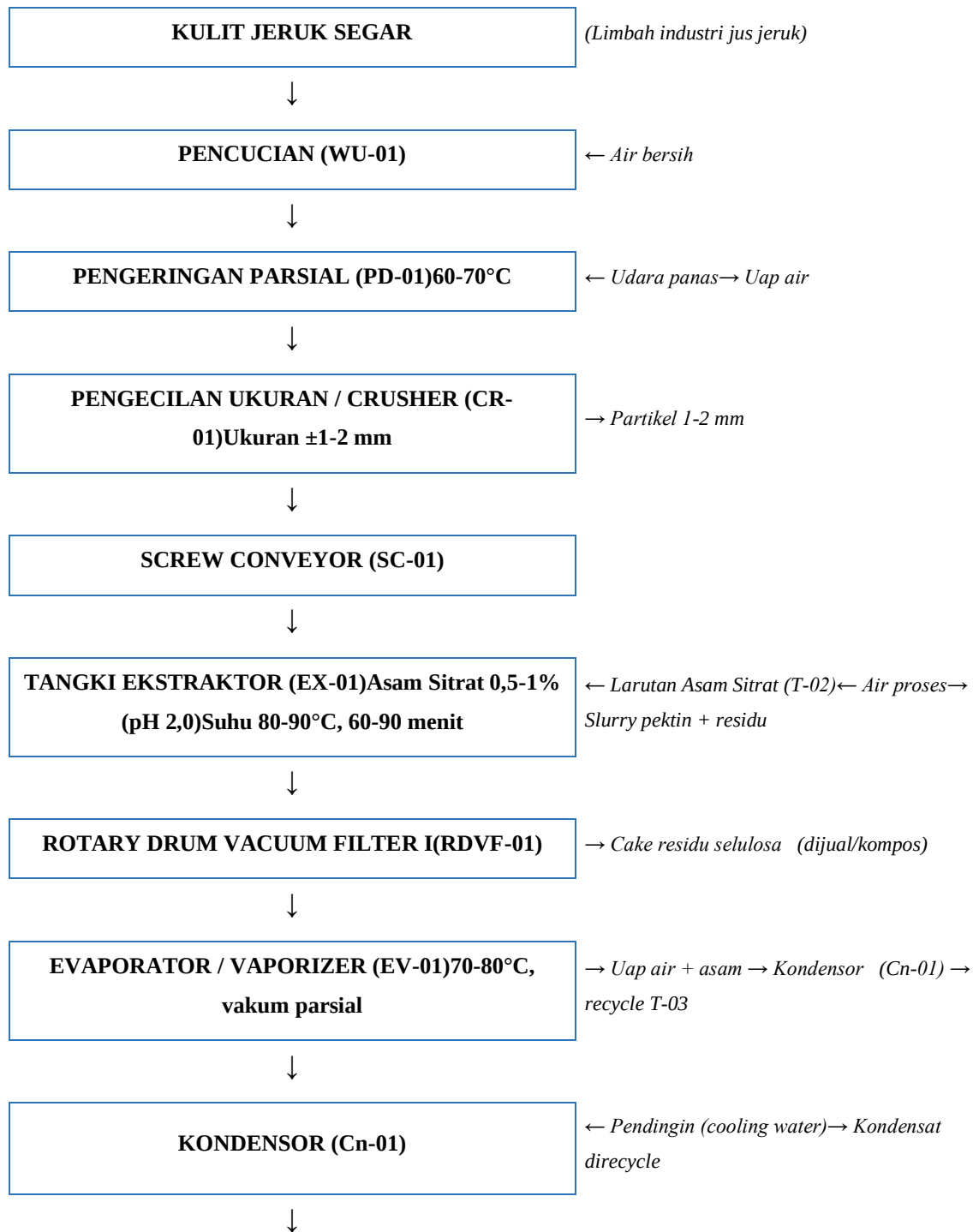
Tabel 2.1 Konstanta Laju Reaksi Ekstraksi dan Degradasi Pektin pada Berbagai Suhu

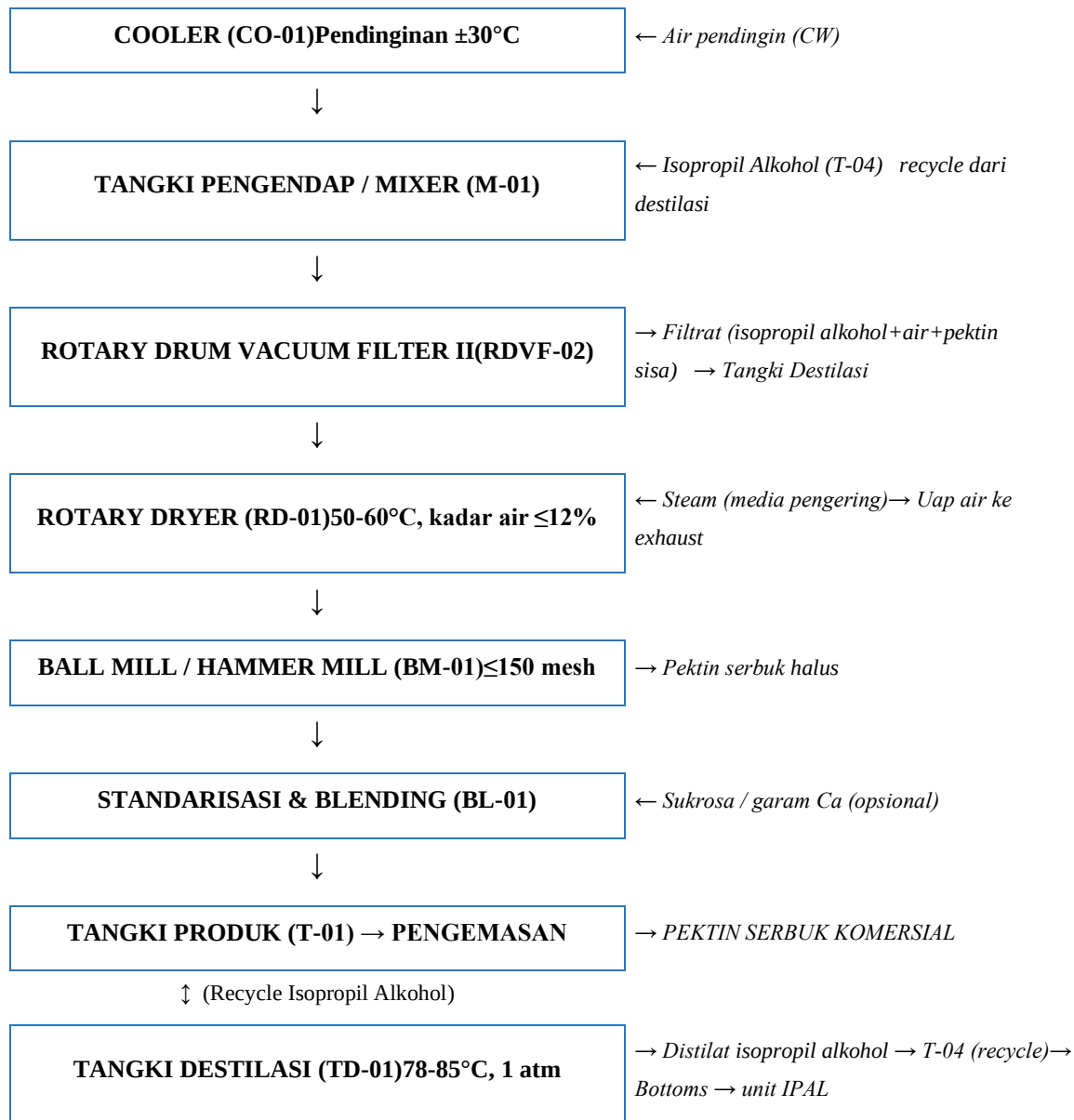
Suhu (°C)	T (K)	k_{ext} (min^{-1})	k_{deg} (min^{-1})
40	313,15	0,03184	0,00463
60	333,15	0,03956	0,00866
80	353,15	0,04795	0,01509
90	363,15	0,05237	0,01947
94	367,15	0,05418	0,02147

Pada suhu operasi ekstraktor EX-01 sebesar 85°C (nilai tengah rentang 80–90°C), interpolasi Arrhenius menghasilkan $k_{ext} \approx 0,0501 \text{ min}^{-1}$ dan $k_{deg} \approx 0,0172 \text{ min}^{-1}$. Berdasarkan persamaan (2.6), waktu ekstraksi optimum pada kondisi tersebut adalah $t_{opt} \approx 32,5$ menit, dengan hasil ekstraksi maksimum teoretis mencapai $\approx 57,2\%$ dari P_{∞} .

2.3 Langkah Proses

Rangkaian proses produksi pektin ditampilkan pada Gambar 2.1 dalam bentuk blok diagram. Diagram tersebut menggambarkan alur proses secara lengkap, mulai dari bahan baku kulit jeruk hingga menghasilkan produk akhir berupa pektin serbuk komersial. Selain itu, diagram ini juga memuat keterangan mengenai aliran bahan masuk, aliran bahan keluar, serta aliran daur ulang pelarut yang digunakan dalam proses produksi.





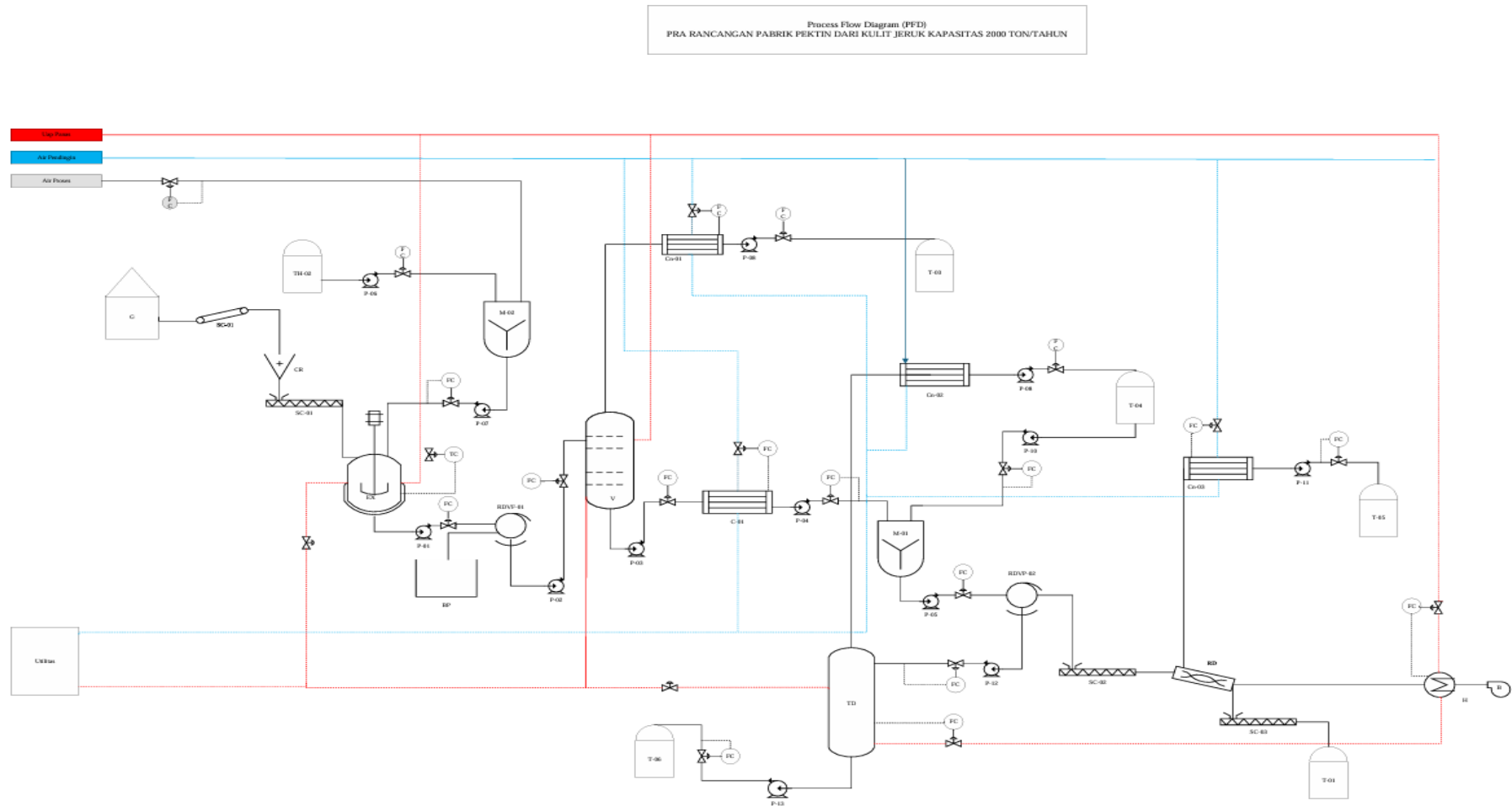
Gambar 2.1 Blok Diagram Detail Proses Produksi Pektin dari Kulit Jeruk

Alur proses pada Gambar 2.1 menunjukkan bahwa produksi pektin dari kulit jeruk diawali dengan penerimaan bahan baku segar. Bahan baku tersebut kemudian melalui beberapa tahap persiapan, yaitu pencucian, pengeringan parsial, dan pengecilan ukuran. Setelah itu, bahan diekstraksi menggunakan larutan asam sitrat, lalu dilanjutkan dengan filtrasi pertama untuk memisahkan residu selulosa dari filtrat pektin.

Tahap berikutnya meliputi evaporasi untuk memekatkan larutan pektin, pendinginan, pengendapan menggunakan isopropil alkohol, filtrasi kedua, pengeringan, penggilingan, serta standarisasi hingga diperoleh produk pektin komersial. Isopropil alkohol yang digunakan pada proses pengendapan dapat dipulihkan melalui unit destilasi dan didaur ulang kembali ke dalam

proses. Dengan demikian, kebutuhan pelarut baru dapat dikurangi dan efisiensi penggunaan bahan kimia dapat ditingkatkan (Suzuki et al., 2023).

2.4 Diagram Alir



Gambar 2.2 Diagram Alir Produksi Pektin

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Kapasitas produksi = 2000 ton/tahun

Waktu produksi = 330 hari/tahun

$$\text{Rate produksi} = \frac{3000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} = 252,525 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Yield produksi} = \frac{\text{massa produk akhir (pektin)}}{\text{massa bahan baku (cake kulit jeruk)}} = \frac{2.000.000}{18.993.000} = 10,5302\%$$

$$\text{Bahan baku yang dibutuhkan} = \frac{\text{Rate produksi}}{\text{Yield produksi}} = \frac{342,466}{5,265\%} = 2.398,11 \text{ kg/jam}$$

2.5.1.1 Belt Conveyor (BC)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Alur 1	Alur 2
Kulit buah jeruk	2.398,106061	2.398,106061
Total	2.398,106061	2.398,106061

2.5.1.2 Crusher (CR)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Alur 2	Alur 3
Kulit buah jeruk	2.398,106061	-
Serbuk kulit buah jeruk	-	2.398,106061
Total	2.398,106061	2.398,106061

2.5.1.3 Screw Conveyor (SC-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Alur 3	Alur 4
Serbuk kulit buah jeruk	2.398,106061	2.398,106061
Total	2.398,106061	2.398,106061

2.5.1.4 Tangki Ekstraktor (EX)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 4

Menurut Akhter et al., (2024) kulit jeruk mengandung diantaranya:

Pektin = 13%

Kadar air = 11,49%

Padatan = 75,51%

Komposisi bahan masuk ekstraktor:

$$\text{Pektin} = 13\% \times 6.504,452 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 311,7537879 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kadar air} = 11,49\% \times 6.504,452 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 275,5423864 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Padatan} = 75,51\% \times 6.504,452 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 1.810,809886 \text{ kg/jam}$$

Penambahan asam sitrat sebagai pelarut dengan perbandingan masa kulit buah terhadap pelarut 1:20

Banyaknya larutan yang masuk:

$$2.398,11 \text{ kg/jam} \times 20 = 47.962,12121 \text{ kg/jam}$$

Alur 5

Konsentrasi asam sitrat dalam pelarut = 73%

$$\text{Jumlah asam sitrat} = 47.962,12121 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,73\% = 350,1234 \text{ kg/jam}$$

Larutan asam sitrat yang tersedia = 37%

$$\text{Pengenceran asam sitrat} = \frac{\text{jumlah asam sitrat}}{\text{larutan asam sitrat}} = \frac{350,1234 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{37\%} = 946,28 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Air pada larutan asam sitrat } 37\% = 63\% \times 946,28 \text{ kg/jam} = 596,1562 \text{ kg/jam}$$

Alur 6

Air yang perlu ditambahkan untuk pengenceran asam sitrat 37% menjadi 0,37% yaitu:

$$\begin{aligned} & \text{Banyaknya larutan masuk} - \text{pengenceran asam sitrat} \\ &= 47.962,12121 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - 946,28 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 47.015,84 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

b. Neraca Massa keluar

Alur 8

Pektin terekstraksi = $80\% \times \text{pektin masuk ekstraktor}$

$$= 80\% \times 311,7537 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 249,403 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Pektin tidak terekstraksi = $\text{pektin masuk ekstraktor} - \text{pektin terekstraksi}$

$$= 311,7537 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - 249,403 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 62,35076 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Alur 4	Alur 7	Alur 8
Pektin tidak terekstrak	311,7537879	-	62,35075758
Pektin terekstraksi	-	-	249,4030303
Air	275,5423864	47.015,84152	47.291,38391
Cake kulit jeruk	1.810,809886	-	1.810,809886
HCl	-	350,1234848	350,1234848
Total	2.398,106061	47.365,96501	49.764,07107
	49.764,07107		

2.5.1.5 Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF-01)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 7

Fasa padat:

Pektin tidak terekstraksi = 62,35074758 kg/jam

Cake kulit jeruk = 1.810,809886 kg/jam

Massa padatan = cake kulit jeruk – pektin tidak terekstraksi = 1.810,809886 – 62,35074758 = 1.873,16 kg/jam

Fasa cair:

Pektin = 249,4030303 kg/jam

Asam sitrat = 350,1234848 kg/jam

Air = 47.291,38391 kg/jam

Jumlah fasa cair = pektin + asam sitrat + air = 47.890,91042 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 8

Jika 10% dari komponen berfasa cair terikut ke fasa padat, maka total jumlah larutan yang ikut padatan (X) adalah

$$10\% = \frac{X}{X + \text{massa padatan}} \times 100\%$$

$$10\% = \frac{X}{X + 1.873,16 \text{ kg/jam}} \times 100\%$$

$$X = 208,1289604$$

Maka banyaknya larutan yang ikut padatan:

$$\begin{aligned} \text{Asam Sitrat} &= \frac{\text{Asam Sitrat (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair } \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times X = \frac{350,123 \text{ kg/jam}}{47.890,91 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 208,129 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right) \\ &= 1,5216 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pektin} &= \frac{\text{Pektin (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair } \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times X = \frac{249,403 \text{ kg/jam}}{47.890,91 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 208,128 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right) \\ &= 1,08388 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air} &= \frac{\text{Air (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair } \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times X = \frac{47.291,383 \text{ kg/jam}}{47.890,91 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 208,128 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right) \\ &= 205,523 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 9

Fasa cair:

$$\text{Pektin} = \text{pektin masuk} - \text{pektin terikut padatan} = 249,403 \text{ kg/jam} - 1,083 \text{ kg/jam} = 248,3191504 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Asam sitrat} = \text{asam sitrat masuk} - \text{asam sitrat terikut padatan} = 350,123 \text{ kg/jam} - 1,521 \text{ kg/jam} = 348,6018843 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = \text{air masuk} - \text{air terikut padatan} = 128.269,781 \text{ kg/jam} - 557,447 \text{ kg/jam} = 47.085,86043 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 7	Alur 8	Alur 9
Pektin tidak terekstraksi	62,35075758	62,35075758	-
Pektin terekstraksi	249,4030303	1.083879863	248,3191504
Air	47.291,38391	205,52348	47.085,86043
Cake kulit jeruk	1.810,809886	1.810,809886	-
Asam sitrat	350,1234848	1,521600577	348,6018843
Total	49.764,07107	2.081,289604	47.682,78146
		49.764,07107	

2.5.1.6 Vaporizer (V)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 9

Pektin = 248,3191504 kg/jam

Asam sitrat = 348,6018843 kg/jam

Air = 47.085,86043 kg/jam

Total = 47.682,78146 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 10

Pektin didapatkan dalam vaporizer dengan menguapkan total pelarut sebanyak 50% (Asam Sitrat diasumsikan teruapkan semua), sehingga jumlah air yang menguap sebanyak:

$$\text{Air Menguap} = ((50\% \times (\text{Asam Sitrat} + \text{Air})) - \text{Asam Sitrat}) = ((50\% \times (348,601 \text{ kg/jam} + 47.085,861 \text{ kg/jam})) - 348,601 \text{ kg/jam}) = 23.368,6 \text{ kg/jam}$$

Asam sitrat menguap = 348,6018843 kg/jam

Alur 12

Fasa cair (larutan pektin pekat):

Pektin = 248,3191504 kg/jam

Air = air masuk – air keluar = 47.085,86043 kg/jam - 23.368,6 kg/jam = 23.717,23116 kg/jam

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 9	Alur 10	Alur 12
Pektin terekstraksi	248,3191504	-	248,3191504
Air	47.085,86043	23.368,62927	23.717,23116
Asam sitrat	348,6018843	348,6018843	-
Total	47.682,78146	23.717,23116	23.965,55031
		47.682,78146	

2.5.1.7 Mixer (M-01)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 13

Pektin = 248,3191504 kg/jam

Air = 23.717,23116 kg/jam

Alur 14

Pembentukan endapan pektin dilakukan dengan penambahan larutan Isopropil alkohol dengan perbandingan 1:2, sehingga jumlah Isopropil alkohol yang ditambahkan sebanyak:

Isopropil alkool = $2 \times \text{pektin} = 2 \times 248,3191504 \text{ kg/jam} = 496,6383009 \text{ kg/jam}$

b. Neraca Massa Keluar

Alur 15

Terdapat 2% pektin yang tidak terendapkan, maka:

Pektin tidak terendap = $0,02 \times \text{pektin} = 2 \times 248,3191504 \text{ kg/jam} = 4,96638 \text{ kg/jam}$

Endapan Pektin = Pektin - Pektin Tidak Terendap = $248,3191504 \text{ kg/jam} - 4,96638 \text{ kg/jam} = 243,353 \text{ kg/jam}$

Isopropil alkohol = 496,6383009 kg/jam

Air = 23.717,23116 kg/jam

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Alur 13	Alur 14	Alur 15
Pektin tidak terendapkan	-	-	4,966383009
Endapan pektin	248,3191504	-	243,3527674
Air	23.717,23116	-	23.717,23116
Isopropil alkohol	-	496,6383009	496,6383009
Total	23.965,55031	496,6383009	24.462,18861
	24.462,18861		

2.5.1.8 Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 15

Fasa padat:

Endapan pektin = 243,3527674 kg/jam

Fasa cair:

Pektin tidak terendapkan = 4,966383009 kg/jam

Isopropil alkohol = 496,6383009 kg/jam

Air = 23.717,23116 kg/jam

Jumlah fasa cair = 24.218,83584 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 16

Jika 10% dari komponen berfasa cair terikut dengan endapan pektin, maka banyaknya larutan yang terikut dengan endapan pektin (X)

$$10\% = \frac{X}{X + \text{massa padatan}} \times 100\%$$

$$10\% = \frac{X}{X + 243,352 \text{ kg/jam}} \times 100\%$$

$$X = 27,03919638$$

Larutan yang terkandung pada endapan pektin:

$$\text{Air} = \frac{\text{Air (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{23.717,231 \text{ kg/jam}}{24.218,835 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 27,039 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right) = 26,47918 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = \frac{\text{Isopropil Alkohol (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{496,638 \text{ kg/jam}}{24,218,815 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 27,039 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right) = 0,554473 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Endapan pektin} = 243,3527674 \text{ kg/jam}$$

Alur 17

$$\text{Air} = \text{air masuk} - \text{air keluar} = 23.717,231 \text{ kg/jam} - 26,4792 \text{ kg/jam} = 23.690,75198 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = \text{pelarut masuk} - \text{pelarut keluar} = 496,638 \text{ kg/jam} - 0,55447 \text{ kg/jam} = 496,08038 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Pektin tidak terendap} = 4,966383009 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 15	Alur 16	Alur 17
Pektin tidak terendapkan	4,966383009	-	4,966383009
Endapan pektin	243,3527674	243,3527674	-
Air	23.717,23116	26,4791823	23.960,75198
Isopropil alkohol	496,6383009	0,554473412	496,0838275
Total	24.462,18861	270,3864191	24.191,80219
		24.462,18861	

2.5.1.9 Tangki Destilasi (TD)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 17

$$\text{Air} = 23.690,75198 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = 496,0838275 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Pektin tidak terendapkan} = 4,966383009 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 24.191,8 \text{ kg/jam}$$

b. Neraca Massa Keluar

Alur 18

Diinginkan hanya 2% air yang menguap dan hanya 2% Isopropil Alkohol yang tidak teruap. Dengan asumsi tidak ada pektin yang terdapat pada produk atas tangki destilasi, maka:

$$\text{Air} = \text{Air} = (100\% - 2\%) \times 23.690,75198 \text{ kg/jam} = 23.216,93694 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = 2\% \times 496,083 \text{ kg/jam} = 9,921676549 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Pektin tidak terendap} = 4,966383009 \text{ kg/jam}$$

Alur 19

$$\text{Air} = 23.690,751 \text{ kg/jam} - 23.216,936 \text{ kg/jam} = 473,8150396 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = 496,083 \text{ kg/jam} - 9,921 \text{ kg/jam} = 486,1622 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Pektin tidak terendap	4,966383009	4,966383009	-
Air	23.690,75198	23.216,93694	473,8150396
Isopropil alkohol	496,0838275	9,921676549	486,1621509
Total	24.191,80219	23.231,825	959,9771905
		24.191,80219	

2.5.1.10 Rotary Dryer (RD)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 21

$$\text{Endapan pektin} = 243,3527674 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 26,47917823 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = 0,5554473412 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 270,3864 \text{ kg/jam}$$

b. Neraca Massa Keluar

Alur 22

Diinginkan Isopropil Alkohol menguap 100% dan kandungan air dalam produk 2%, maka:

$$2\% = \frac{\text{massa air} - X}{\text{massa padatan} + \text{massa air} - X} \times 100\%$$

$$2\% = \frac{26,479 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - X}{243,352 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} + 26,4791 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - X} \times 100\%$$

$$X = 21,07832366$$

Komposisi uap:

$$\text{Air} = 21,07832366 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = 0,5554473412 \text{ kg/jam}$$

Alur 23

$$\text{Endapan pektin} = 243,3527674 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 5,400854578 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Endapan pektin	243,3527674	-	243,3527674
Air	26,47917823	21,07832366	5,400854578
Isopropil alkohol	0,5554473412	0,5554473412	-
Total	270,3864191	21,63279707	248,753622
		270,3864191	

$$\text{Total produk pektin} = 248,3191504 \text{ kg/jam}$$

$$= 248,3191504 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} \times \frac{330 \text{ hari}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

$$= 2.175,276 \text{ ton/tahun}$$

Neraca Massa Overall

Neraca Massa Overall tertera pada Tabel 2.2 berikut.

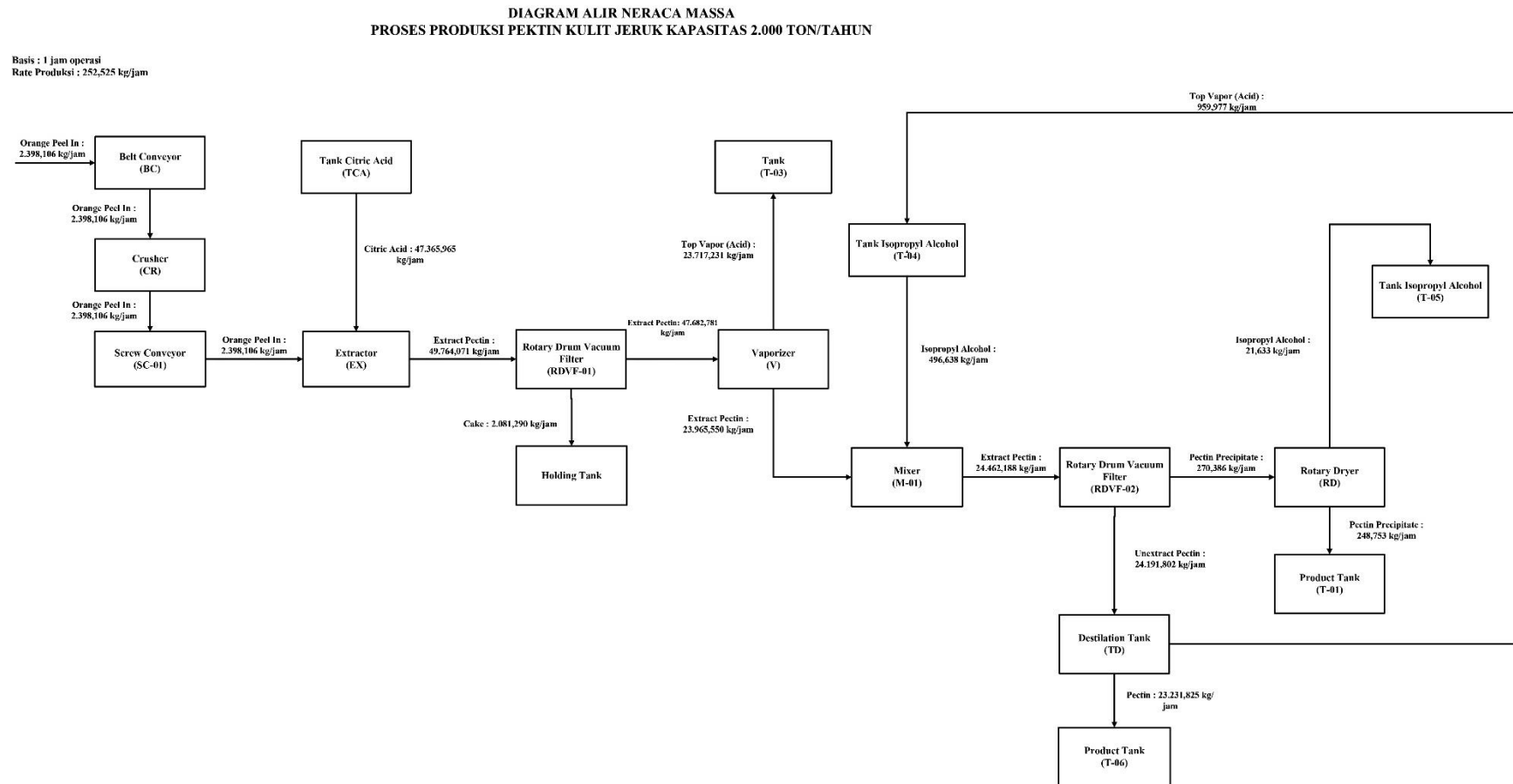
Tabel 2.2 Neraca Massa Overall

Alat	Komponen	Input		Output	
Belt Conveyor		Alur 1		Alur 2	
	Kulit Buah Jeruk	2398.10606		2398.10606	
Crusher		Alur 2		Alur 3	
	Kulit Buah Jeruk	2398.10606		0	
	Serbuk Kulit Buah Jeruk	0		2398.10606	
Screw Conveyor		Alur 3		Alur 4	
	Serbuk Kulit Buah Jeruk	2398.10606		2398.10606	
Extraktor		Alur 4	Alur 5	Alur 8	
	Pektin Tidak Terektrak	311.753788	0	62.35075758	
	Pektin Terekstraksi	0	0	249.4030303	
	Air	275.542386	47015.8415	47291.38391	
	Cake Kulit Jeruk	1810.80989	0	1810.809886	
	Asam Sitrat	0	350.123485	350.1234848	
RDVF 1		Alur 7		Alur 5	Alur 8
	Pektin Tidak Terektrak	62.3507576		62.35075758	0
	Pektin Terekstraksi	249.40303		1.083879863	248.3191504
	Air	47291.3839		205.52348	47085.86043
	Cake Kulit Jeruk	1810.80989		1810.809886	0
	Asam Sitrat	350.123485		1.521600577	348.6018843
Vaporizer		Alur 9		Alur 10	Alur 12
	Pektin Terekstraksi	248.31915		0	248.3191504
	Air	47085.8604		23368.62927	23717.23116
	Asam Sitrat	348.601884		348.6018843	0
Mixer		Alur 13	Alur 14	Alur 15	
	Pektin Tidak Terendap	0	0	4.966383009	

Alat	Komponen	Input		Output	
	Endapan Pektin	248.31915	0	243.352767 4	
	Air	23717.231 2	0	23717.2311 6	
	Isopropil Alkohol	0	496.63830 1	496.638300 9	
RDVP 2		Alur 15		Alur 16	Alur 17
	Pektin Tidak Terendap	4.9663830 1		0	4.96638300 9
	Endapan Pektin	243.35276 7		243.352767 4	0
	Air	23717.231 2		26.4791782 3	23690.7519 8
	Isopropil Alkohol	496.63830 1		0.55447341 2	496.083827 5
Distilasi		Alur 17		Alur 18	Alur 19
	Pektin Tidak Terendap	4.9663830 1		4.96638300 9	0
	Air	23690.752		23216.9369 4	473.815039 6
	Isopropil Alkohol	496.08382 7		9.92167654 9	486.162150 9
Rotary dryer		Alur 21		Alur 22	Alur 23
	Endapan Pektin	243.35276 7		0	243.352767 4
	Air	26.479178 2		21.0783236 6	5.40085457 8
	Isopropil Alkohol	0.5544734 1		0.55447341 2	0
TOTAL		227791.8076		227791.8076	

Diagram Neraca Massa

Diagram Neraca Massa ditunjukkan pada Gambar 2.3 berikut.



Gambar 2.3 Diagram Neraca Massa

2.5.2 Neraca Panas

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Satuan panas = kilokalori (kkal)

Suhu referensi = 25°C

2.5.2.1 Tangki Ekstraktor (EX)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 4

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	311,7537879	2.47	30	25	3850,16
Air	275,5423864	1	30	25	1.377,71
Cake Kulit Jeruk	1.810,809886	0.45	30	25	4.074,32
Total	2.398,106061				9.302,19

Alur 5

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	596,1562039	1	30	25	2.980,78
Asam Sitrat	350,1234848	0.28	30	25	490,173
Total	946,2796888				3.470,95

Alur 6

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	47.015,84152	1	30	25	23.5079
Total	47.015,84152				23.5079

$$Q \text{ masuk} = \text{alur 4} + \text{alur 5} + \text{alur 6} = 247.852,355 \text{ kkal/jam}$$

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 7

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	311,7537879	2.47	80	25	42.351,8
Air	47.291,38391	1	80	25	2.601.026
Cake Kulit Jeruk	1.810,809886	0.45	80	25	44.817,5
Asam Sitrat	350,1234848	0.28	80	25	5.391,9
Total	49.413,94758				2.693.587

Untuk menghasilkan suhu 80°C pada Tangki Ekstraktor (EX) diperlukan pemanasan. Pemanasan yang digunakan adalah superheated steam bersuhu 150°C dan bertekanan 1 atm, sedangkan kondensat yang terbentuk berupa saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang dilepaskan steam :

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_{\text{steam}} = 2.693.587 \text{ kkal/jam} - 247.852,355 \text{ kkal/jam} = 2.445.734,958 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Input (kkal/h)			Output (kkal/h)
	Alur 4	Alur 5	Alur 6	Alur 7
Pektin	3850,16	-	-	42.351,752
Air	1.377,71	2.980,78	235.079	2.601.026,1
Cake kulit jeruk	4.074,32	-	-	44.817,545
Asam sitrat	-	490,173	-	5.391,9017
Panas steam		2.445.735		-
Total		2.693.587,31		2.693.587,31

2.5.2.2 Vaporizer (V)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 9

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	248,3191504	2.47	80	25	33.734,2
Air	47.085,86043	1	80	25	2.589.722
Asam Sitrat	348,6018843	0.28	80	25	5.368,47
Total	47.682,78146				2.628.825

Q masuk = 2.628.824,949 kkal/jam

b. Panas Keluar**Alur 10**

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	23.368,62927	1	110	25	1.986.333
Asam Sitrat	348,6018843	0.28	110	25	8.296,72
Total	23.717,23116				1.994.630

Alur 12

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	248,3191504	2.47	110	25	52.134,6
Air	23.717,23116	1	110	25	2.015.965
Total	23.965,55031				2.068.099

Maka, total panas keuar vaporizer (V) melalui alur 10 dan alur 12 adalah:

$$Q \text{ keluar} = Q \text{ alur 10} + Q \text{ alur 12} = 1.994.630 \text{ kkal/jam} + 2.068.099 \text{ kkal/jam} = 4.062.729,467 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Panas steam} = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk} = 4.062.729,467 \text{ kkal/jam} - 2.628.824,949 \text{ kkal/jam} = 1.433.905 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)	
	Alur 9	Alur 10	Alur 12
Pektin	33.734,15659	-	52.134,61
Air	2.589.722,324	1.986.333,49	2.015.965
Asam sitrat	5.368,469018	8.296,72485	-

Panas steam	1.433.904,518	-	-
Total	4.062.729,467		4.062.729,467

2.5.2.3 Kondensor (Cn-01)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 10

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	23.368,62927	1	110	25	1.986.333
Asam Sitrat	348,6018843	0.28	110	25	8.296,72
Total	23.717,23116				1.994.630

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 11

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	23.368,62927	1	30	25	116.843
Asam Sitrat	348,6018843	0.28	30	25	488,043
Total	23.717,23116				117.331

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 110°C hingga menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan, pada Kondensor (Cn-01) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air suhu 50°C dan bertekanan 1 atm.

$$\text{Panas air pendingin} = Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar} = 1.994.630 \text{ kkal/jam} - 117.331 \text{ kkal/jam} = 1.994.630,213 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)
	Alur 10	Alur 11
Air	1.986.333,488	116.843,146
Asam sitrat	8.296,724846	488,042638
Panas air pendingin	-	1.877.299,02

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)
	Alur 10	Alur 11
Total	1.994.630,213	1.994.630,213

2.5.2.4 Cooler (C-01)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 12

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	248,3191504	2.47	110	25	52.134,6
Air	23.717,23116	1	110	25	2.015.965
Total	23.965,55031				2.068.099

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 13

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	248,3191504	2.47	30	25	3.066,74
Air	23.717,23116	1	30	25	118.586
Total	23.965,55031				121.653

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 110°C hingga menjadi 30°C pada Cooler (C-01) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air bersuhu 70°C dan bertekanan 1 atm.

$$\text{Panas air pendingin} = Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar} = 2.068.099 \text{ kkal/jam} - 121.653 \text{ kkal/jam} = 1.946.446,36 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)
	Alur 12	Alur 13
Air	2.015.964,648	118.586,156
Pektin	52.134,60563	3.066,74151
Panas air pendingin	-	1.946.446,36
Total	2.068.099,254	2.068.099,254

2.5.2.5 Tangki Destilasi (TD)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 17

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	4,966383009	2.47	30	25	61,3348
Air	23.690,75198	1	30	25	118.454
Isopropil Alkohol	496,0838275	0.62	30	25	1.537,86
Total	24.191,80219				120.053

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 18

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	4,966383009	2.47	85	25	736,018
Air	23.216,93694	1	85	25	1.393.016
Isopropil Alkohol	9,921676549	0.62	85	25	369,086
Total	23.231,825				1.394.121

Alur 19

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	473,8150396	1	85	25	28.428,9
Isopropil Alkohol	486,1621509	0.62	85	25	18.085,2
Total	959,9771905				46.514,1

$$Q \text{ keluar} = \text{total alur 18} + \text{alur 19} = 1.394.121 \text{ kkal/jam} + 46.514,1 \text{ kkal/jam} = 1.440.635,455 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Pektin	61,33483016	736,017962	-
Air	118.453,7599	1.393.016,22	28.428,9

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Isopropil alkohol	1.537,859865	369,086368	18.085,23
Panas steam	1.320.582	-	
Total	1.440.635,455	1.440.635,455	

2.5.2.6 Kondensor (Cn-02)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 19

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	473,8150396	1	85	25	28.428,9
Isopropil Alkohol	486,1621509	0.62	85	25	18.085,2
Total	959,9771905				46.514,1

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 20

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	473,8150396	1	30	25	2.369,08
Isopropil Alkohol	486,1621509	0.62	30	25	1.507,1
Total	959,9771905				3.876,18

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 85°C hingga menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan pada Kondensor (Cn-02) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air bersuhu 50°C dn bertekanan 1 atm.

Panas air pendingin = Q keluar – Q masuk = Total alur 20 – Total alur 19 = 42.637,9565 kkal/jam

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)
	Alur 19	Alur 20
Air	28.428,90237	2.369,0752
Isopropil alkohol	18.085,23201	1.507,10267
Panas air pendingin	-	42.637,9565
Total	46.514,13439	46.514,13439

2.5.2.7 Rotary Dryer (RD)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 21

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	243,3527674	2.47	30	25	3.005,41
Air	26,47917823	1	30	25	132,396
Isopropil Alkohol	0,554473412	0.62	30	25	1,71887
Total	270,3864191				3.139,52

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 22

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	21,07832366	1	60	25	737,741
Isopropil Alkohol	0,554473412	0.62	60	25	12,0321
Total	21,63279707				749,773

Alur 23

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	243,3527674	2.47	50	25	15.027
Air	5,400854578	1	50	25	135,021
Total	248,753622				15.162,1

Q keluar = Alur 22 + Alur 23 = 749,773 kkal/jam + 15.162,1 kkal/jam = 15.911,82815 kkal/jam

Panas udara masuk = Q keluar – Q masuk = 15.911,82815 kkal/jam - 3.139,52 kkal/jam
= 12.772,30672 kkal/jam

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Pektin	3.005,406678	-	15.027,03
Air	132,3958912	737,741328	135,0214
Isopropil alkohol	1,718867578	12,032073	-
Panas udara masuk	12.772,30672	-	
Total	15.911,82815	15.911,82815	

2.5.2.8 Kondensor (Cn-03)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 22

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	21,07832366	1	60	25	737,741
Isopropil Alkohol	0,554473412	0.62	60	25	12,0321
Total	21,63279707				749,773

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 23

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	21,0782366	1	30	25	105,392
Isopropil Alkohol	0,554473412	0.62	30	25	1,71887
Total	21,63279707				107,11

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 60°C hingga menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan, pada Kondensor (Cn-03) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air

bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air bersuhu 50°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w):

$$Q_w = Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar} = 749,773 \text{ kkal/jam} - 107,11 \text{ kkal/jam} = 642,6629152 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)
	Alur 22	Alur 23
Air	737,741328	105,391618
Isopropil alkohol	12,03207304	1,71886758
Panas air pendingin	-	642,662915
Total	749,773401	749,773401

Neraca Panas Overall

Neraca Panas Overall tertera pada Tabel 2.3 berikut.

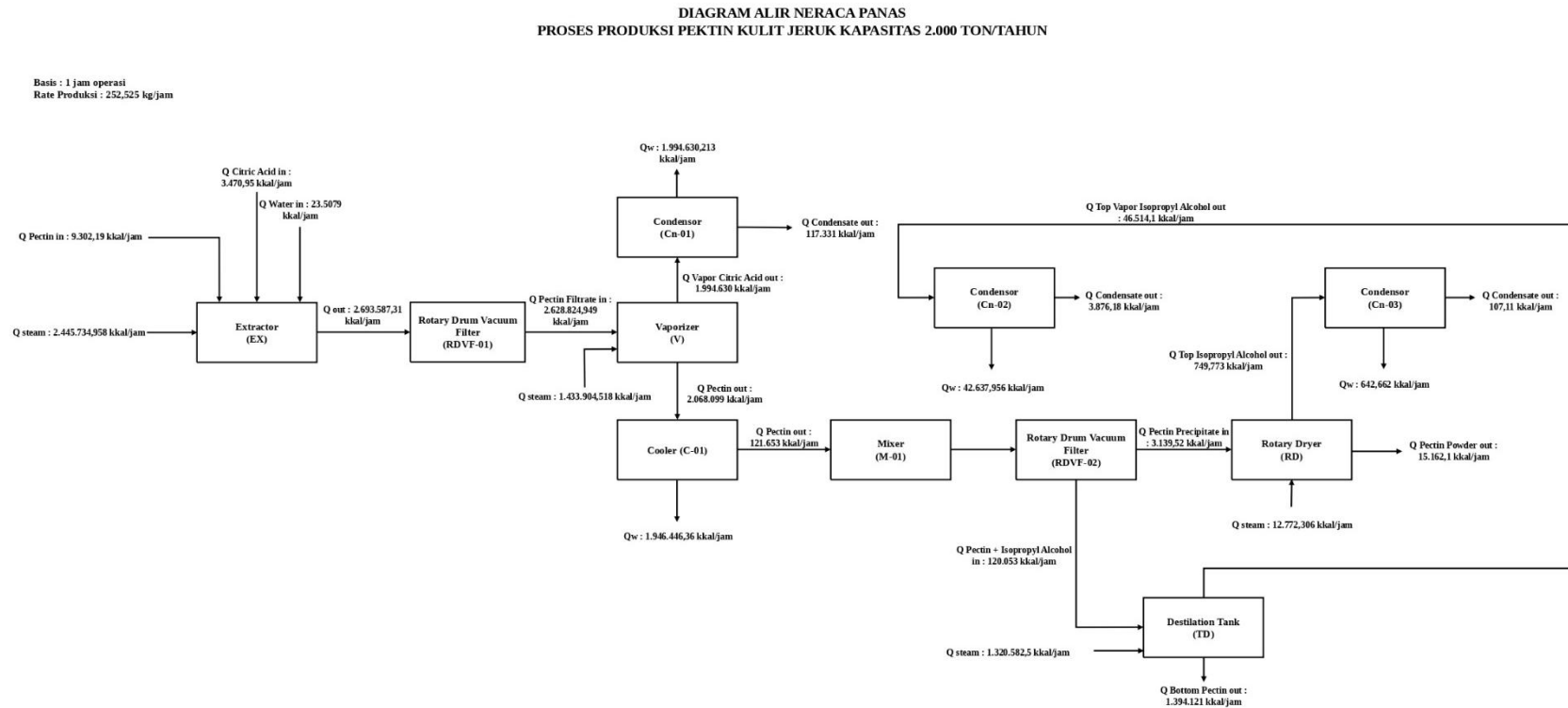
Tabel 2.3 Neraca Panas Overall

Alat	Komponen	Input (kkal/h)			Output (kkal/h)	
Ekstraktor		Alur 4	Alur 5	Alur 6	Alur 7	
	Pektin	3850.15928	0	0	42351.7521	
	Air	1377.711932	2980.781	235079.2	2601026.12	
	Cake kulit jeruk	4074.322244	0	0	44817.5447	
	Asam sitrat	0	490.1729	0	5391.90167	
	Panas Steam	0	2445735	0	0	
Vaporizer		Alur 9			Alur 10	Alur 12
	Pektin	33734.15659			0	52134.61
	Air	2589722.324			1986333.49	2015965
	Asam sitrat	5368.469018			8296.72485	0
	Panas Steam	1433904.518			0	0
Kondensor 1		Alur 10			Alur 11	
	Air	1986333.488			116843.146	
	Asam sitrat	8296.724846			488.042638	
	Panas air pendingin	0			1877299.02	
Cooler		Alur 12			Alur 13	
	Air	2015964.648			118586.156	
	Pektin	52134.60563			3066.74151	
	Panas air pendingin	0			1946446.36	
Destilasi		Alur 17			Alur 18	Alur 19

Alat	Komponen	Input (kkal/h)			Output (kkal/h)	
	Pektin	61.33483016			736.017962	0
	Air	118453.7599			1393016.22	28428.9
	Isopropil alkohol	1537.859865			369.086368	18085.23
	Panas Steam	1320582.5			0	0
Kondensor 2		Alur 19			Alur 20	
	Air	28428.90237			2369.0752	
	Isopropil alkohol	18085.23201			1507.10267	
	Panas air pendingin	0			42637.9565	
Rotary Dryer		Alur 21			Alur 22	Alur 23
	Pektin	3005.406678			0	15027.03
	Air	132.3958912			737.741328	135.0214
	Isopropil alkohol	1.718867578			12.032073	0
	Panas udara masuk	12772.30672			0	0
Kondensor 3		Alur 22			Alur 23	
	Air	737.741328			105.391618	
	Isopropil alkohol	12.03207304			1.71886758	
	Panas air pendingin	0			642.662915	
TOTAL		9638572.318	2449206	235079.2	10193082	2129775
		12322857.44			12322857.44	

Diagram Neraca Panas

Diagram Neraca Panas ditunjukkan pada Gambar 2.4 berikut.



Gambar 2.4 Diagram Neraca Panas

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Perancangan tata letak peralatan dan fasilitas pabrik berperan penting dalam menentukan estimasi biaya pendirian secara lebih akurat. Perencanaan tersebut meliputi pengaturan jaringan perpipaan, fasilitas penunjang, bangunan, jenis dan jumlah peralatan, serta kebutuhan listrik. Tata letak yang tersusun dengan baik dapat membantu perhitungan biaya bangunan dan lokasi secara lebih rinci sebelum proses pembangunan pabrik dilakukan. Penyusunan tata letak pabrik bertujuan untuk mendukung kelancaran proses produksi, menjaga keselamatan kerja, serta memperhatikan aspek lingkungan. Unit produksi yang saling berhubungan secara langsung ditempatkan dalam jarak yang berdekatan agar aliran proses menjadi lebih efisien. Pengaturan ini juga dapat mengurangi kebutuhan panjang pipa dan menekan konsumsi energi pada proses pemindahan bahan.

Aspek keselamatan juga menjadi pertimbangan penting dalam perancangan tata letak pabrik. Area perkantoran ditempatkan pada jarak yang cukup jauh dari area proses produksi untuk mengurangi potensi risiko terhadap pekerja kantor. Pemisahan antara area kantor dan area produksi dapat dilakukan dengan penambahan taman, sehingga lingkungan kerja menjadi lebih nyaman dan aman. Oleh karena itu, perancangan pabrik perlu memperhatikan penempatan area proses, area penyimpanan, serta area cadangan atau area penanganan bahan secara efisien. Penyusunan tata letak tersebut perlu mempertimbangkan beberapa faktor berikut.

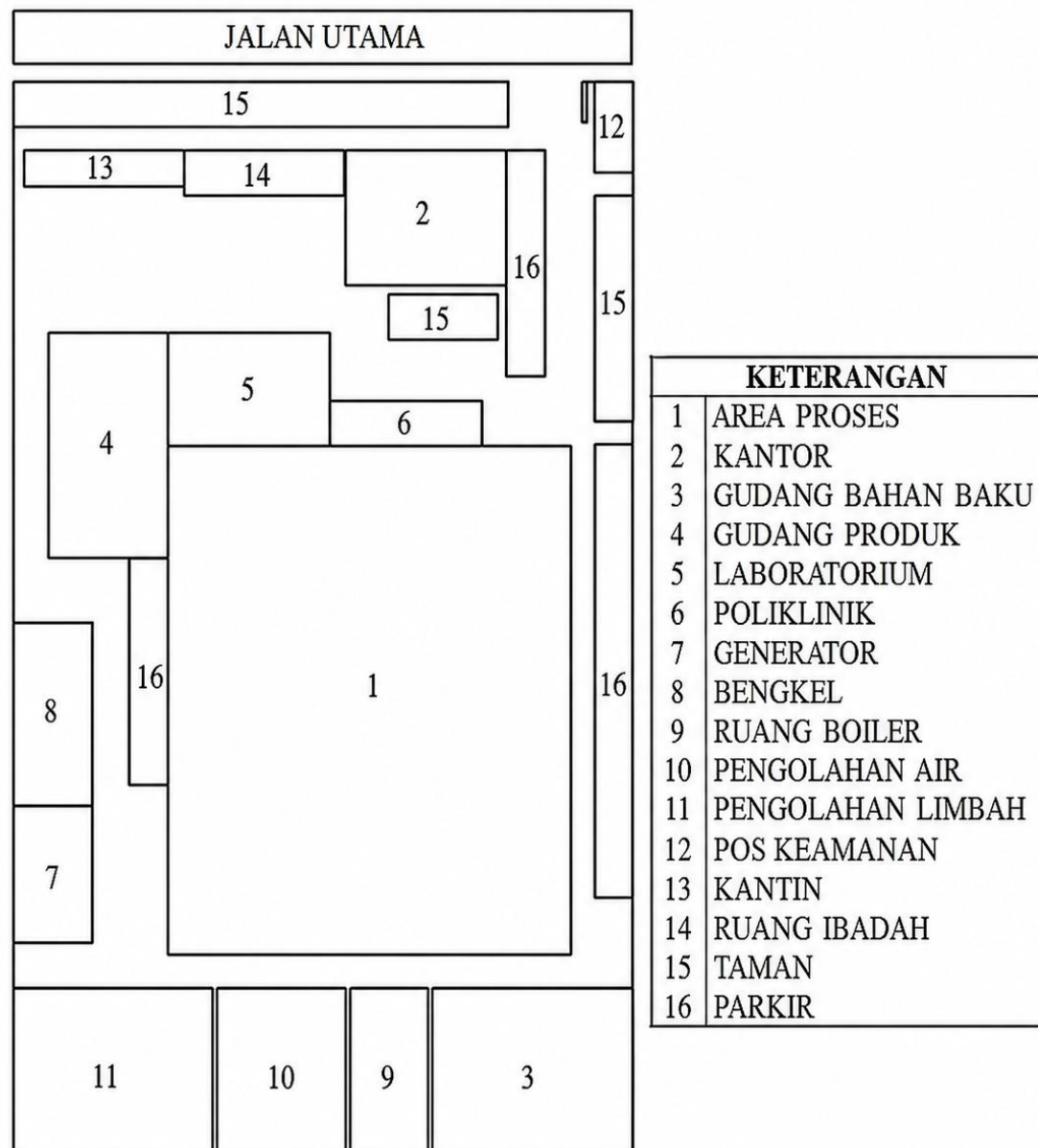
- a. Alur atau urutan proses produksi.
- b. Kemungkinan pengembangan lokasi baru atau perluasan area yang belum dimanfaatkan pada masa mendatang.
- c. Efisiensi distribusi dalam penyediaan air, steam proses, listrik, dan bahan baku.
- d. Kemudahan dalam kegiatan pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Aspek keamanan, terutama terkait risiko kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Kondisi bangunan, termasuk luas, keadaan fisik, serta konstruksi yang sesuai dengan persyaratan.
- g. Fleksibilitas tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan proses atau mesin, sehingga perubahan tersebut tidak membutuhkan biaya yang besar.
- h. Area pelayanan, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan fasilitas pendukung lainnya, perlu ditempatkan secara tepat agar tetap mudah dijangkau dari area kerja.

Adapun luas tanah sebagai bangunan pabrik seperti terlihat dalam Tabel 2.4 di bawah ini:

Tabel 2.4 Luas Tanah sebagai Bangunan Pabrik

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1	Area proses	2000
2	kantor	450
3	Parkir	600
4	Tempat ibadah	100
5	kantin	60
6	Poliklinik	120
7	Bengkel	120
8	Pembangkit listrik	250
9	Pengolahan air	400
10	Ruang boiler	100
11	Area kosong	4000
12	Pos keamanan	50
13	Jalan	4000
14	Laboratorium	200
15	Gudang produk	300
16	Taman	300
17	Gudang bahan baku	200
18	Pengolahan limbah	200
Total luas bangunan		13.450

Tata letak pabrik pektin dijabarkan seperti pada Gambar 2.5 berikut.



Gambar 2.5 Tata Letak Pra Rancangan Pabrik dari Kulit Jeruk

Penyusunan tata letak peralatan proses harus direncanakan secara cermat agar penggunaan area pabrik menjadi lebih efektif. Tata letak yang baik dapat mendukung kelancaran kegiatan produksi, mempermudah distribusi bahan, serta meningkatkan efisiensi operasional. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak peralatan proses adalah sebagai berikut.

1. Aspek ekonomi

Penempatan peralatan proses perlu diatur seefisien mungkin untuk menekan biaya konstruksi dan biaya operasional. Biaya konstruksi dapat dikurangi dengan menyusun posisi peralatan secara tepat, sehingga panjang pipa yang dibutuhkan menjadi lebih pendek dan penggunaan bahan konstruksi dapat diminimalkan.

2. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk harus dirancang dengan baik agar proses produksi berjalan lancar, aman, dan ekonomis. Selain itu, elevasi pipa juga perlu diperhatikan. Pipa yang dipasang di atas tanah sebaiknya memiliki ketinggian minimal 3 meter, sedangkan pipa yang berada di permukaan tanah harus ditempatkan pada posisi yang tidak mengganggu jalur lalu lintas pekerja.

3. Kebutuhan proses

Setiap peralatan proses harus memiliki ruang yang cukup agar dapat beroperasi secara optimal. Penempatan alat juga perlu mempertimbangkan kemudahan akses terhadap utilitas, sehingga kebutuhan air, steam, listrik, udara tekan, dan utilitas lainnya dapat terpenuhi dengan baik.

4. Operasi

Peralatan yang membutuhkan pengawasan lebih dari satu operator sebaiknya ditempatkan dekat dengan ruang kontrol. Selain itu, valve, titik pengambilan sampel, dan instrumen pengendali harus dipasang pada posisi serta ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

5. Perawatan

Tata letak peralatan proses harus menyediakan ruang yang memadai untuk kegiatan perawatan dan perbaikan. Sebagai contoh, *heat exchanger* memerlukan area

husus yang cukup luas untuk memudahkan proses pembersihan *tube* dan pemeriksaan komponen.

6. Keamanan

Penempatan peralatan proses harus memperhatikan aspek keselamatan kerja. Apabila terjadi kebakaran atau keadaan darurat, pekerja harus memiliki jalur evakuasi yang mudah diakses dan tidak terhalang oleh peralatan. Area proses juga perlu dirancang agar dapat dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

7. Perluasan dan pengembangan pabrik

Rancangan tata letak pabrik sebaiknya mempertimbangkan kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Oleh karena itu, susunan peralatan dan area produksi harus memungkinkan adanya penambahan unit proses, perluasan bangunan, atau peningkatan kapasitas produksi.

8. Lalu lintas pekerja

Peralatan proses perlu ditempatkan dengan mempertimbangkan kemudahan akses pekerja ke seluruh area pabrik. Jalur lalu lintas yang baik dapat membantu pekerja bergerak dengan cepat dan aman, terutama ketika terjadi gangguan pada peralatan yang memerlukan penanganan segera.

9. Aliran udara dan pencahayaan

Sirkulasi udara di dalam maupun di sekitar area proses harus dirancang dengan baik untuk mencegah terjadinya stagnasi udara. Kondisi udara yang tidak mengalir dapat menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya. Selain itu, pencahayaan di seluruh area pabrik harus mencukupi, terutama pada bagian proses yang memiliki tingkat risiko tinggi.