

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES

Unit pendukung proses atau utilitas merupakan bagian penting dalam perancangan suatu pabrik kimia, yang berfungsi menyediakan seluruh kebutuhan penunjang bagi kelangsungan proses produksi maupun kegiatan operasional pabrik secara keseluruhan. Bab ini membahas perancangan unit-unit utilitas pada pabrik asam laktat dari bahan baku molase ini, meliputi unit penyediaan dan pengolahan air, unit penyediaan *Steam*, unit penyediaan bahan bakar, unit penyediaan tenaga listrik, unit penyediaan udara tekan, serta unit pengolahan limbah, disertai aspek keselamatan kesehatan kerja dan perlindungan lingkungan hidup, yang masing-masing dirancang untuk menjamin ketersediaan dan keandalan pasokan kebutuhan penunjang proses. Perancangan unit utilitas yang tepat berperan penting dalam menunjang kelancaran, efisiensi, dan keekonomian operasi pabrik secara keseluruhan (Peters & Timmerhaus, 2003).

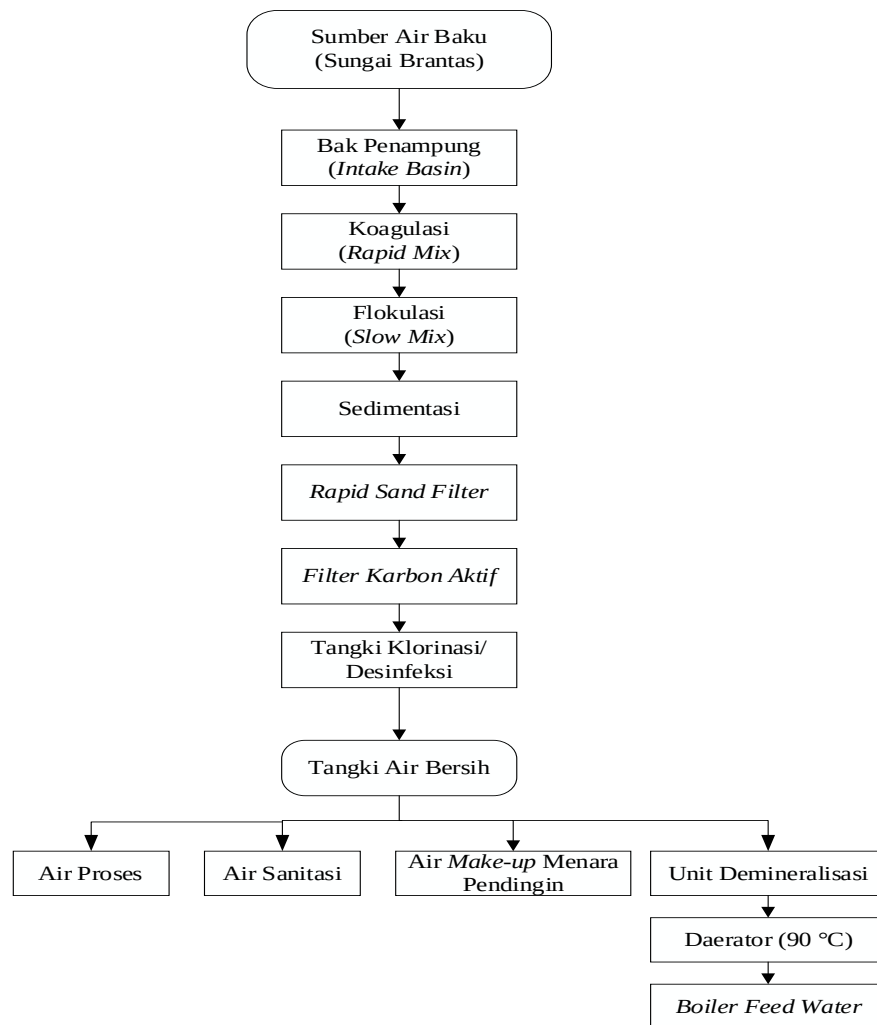
4.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Perancangan pabrik asam laktat dari bahan baku molase dengan kapasitas produksi 6.600 ton/tahun ini beroperasi selama 330 hari per tahun atau setara 7.920 jam/tahun. Air merupakan salah satu utilitas pokok yang menopang jalannya proses produksi maupun kegiatan penunjang di area pabrik. Kebutuhan air pada pabrik ini secara garis besar dikelompokkan menjadi empat kategori kontinu, yaitu air proses langsung, air pendingin (*make up cooling tower*), air umpan *boiler*, serta air sanitasi dan domestik karyawan, di luar cadangan air pemadam kebakaran yang bersifat statis. Sumber air baku direncanakan berasal dari Sungai Brantas karena debitnya besar dan kontinu sepanjang tahun, merupakan sungai terpanjang di Pulau Jawa, serta telah banyak dimanfaatkan industri sehingga kerangka perizinannya tersedia. Penggunaan air permukaan juga menghindari risiko penurunan muka tanah dan intrusi air laut akibat pengambilan air tanah berlebihan.

4.1.1. Sistem Pengolahan Air Baku (*Water Treatment Plant*)

Air baku dari Sungai Brantas dalam pada umumnya masih mengandung padatan tersuspensi, kekeruhan, dan mineral terlarut sehingga tidak dapat langsung dipakai untuk keperluan proses maupun domestik. Air tersebut perlu diolah lebih dahulu melalui rangkaian unit *Water Treatment Plant* (WTP) hingga memenuhi standar mutu air bersih. Tahapan pengolahan yang diterapkan pada perancangan ini mengikuti pendekatan pengolahan air konvensional sebagaimana diuraikan oleh Kawamura (2000), yaitu penampungan awal, koagulasi-flokulasi, sedimentasi, filtrasi pasir, filtrasi karbon aktif, dan desinfeksi, sebelum air

ditampung pada tangki air bersih untuk didistribusikan ke berbagai keperluan pabrik. Diagram alir proses pengolahan air baku pada perancangan ini pada Gambar 4.1.



Gambar 4. 1 Diagram Alir Unit Pengolahan Air Baku (*Water Treatment Plant*)

Air baku dari Sungai Brantas ditampung sementara pada bak penampung (intake basin) dengan waktu tinggal 30-60 menit sebagai peredam fluktuasi debit pemompaan (Kawamura, 2000). Selanjutnya air dialirkan menuju bak koagulasi (rapid mix) dengan pembubuhan koagulan berupa alum atau Poly Aluminium Chloride (PAC) pada waktu tinggal 1-3 menit dan gradien kecepatan 700-1000/s untuk mendestabilisasi partikel koloid. Flok-flok halus yang terbentuk kemudian digabungkan menjadi flok berukuran lebih besar pada bak flokulasi (sLow mix) dengan gradien kecepatan yang jauh lebih rendah, yaitu 20-70/s, selama 20-30 menit (Kawamura, 2000). Flok yang telah terbentuk selanjutnya diendapkan secara gravitasi pada bak sedimentasi dengan waktu tinggal 2-4 jam dan beban permukaan 20-40 m³/m².hari (Metcalf & Eddy, 2003).

Air jernih hasil sedimentasi kemudian dilewatkan pada saringan pasir cepat (rapid sand filter) untuk menahan sisa flok halus dan kekeruhan residual pada kecepatan filtrasi 5-10 m/jam,

dilanjutkan dengan filter karbon aktif untuk menghilangkan warna, bau, dan senyawa organik terlarut pada Empty Bed Contact Time (EBCT) 10-15 menit (Kawamura, 2000; Perry & Green, 2008). Sebelum ditampung pada tangki air bersih, air diinjeksi larutan klorin dengan dosis 0,5-2 mg/L dan waktu kontak minimum 30 menit untuk membunuh mikroorganisme patogen (Metcalf & Eddy, 2003). Tangki air bersih (clear water tank) dirancang dengan kapasitas tampung setara 8-12 jam kebutuhan puncak sebagai penyangga distribusi ke seluruh area pabrik (Kawamura, 2000).

Dari tangki air bersih, air didistribusikan untuk empat keperluan, yaitu air proses, air sanitasi, air *make-up cooling tower*, dan air umpan Unit Demineralisasi. Air yang menuju Unit Demineralisasi diolah lebih lanjut menggunakan resin penukar ion kation-anion atau membran Reverse Osmosis (RO) untuk menurunkan kesadahan dan Total Dissolved Solids (TDS) hingga bebas kerak (Powell, 1954), kemudian dialirkan menuju daerator yang beroperasi pada suhu 90 C dengan *Steam bleed*) bertekanan rendah untuk menghilangkan gas oksigen dan karbon dioksida terlarut yang berpotensi menimbulkan korosi pada *boiler* (Perry & Green, 2008). Air keluaran daerator selanjutnya menjadi air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

Tabel 4. 1 Parameter Desain Unit Pengolahan Air Baku

No	Unit Pengolahan	Fungsi	Parameter Desain
1	Bak Penampung (Intake Basin)	Menampung air baku dari Sungai Brantas	Waktu tinggal 30-60 menit
2	Bak Koagulasi (Rapid Mix)	Destabilisasi partikel koloid	Waktu tinggal 1-3 menit; G=700-1000/s
3	Bak Flokulasi (SLOW Mix)	Pembentukan flok berukuran besar	Waktu tinggal 20-30 menit; G=20-70/s
4	Bak Sedimentasi	Pengendapan flok secara gravitasi	Waktu tinggal 2-4 jam; beban 20-40 m ³ /m ² .hari
5	Rapid Sand Filter	Penyaringan flok halus & kekeruhan	Kecepatan filtrasi 5-10 m/jam
6	Filter Karbon Aktif	Penghilang warna, bau, organik	Kecepatan filtrasi 5-7,5 m/jam; EBCT 10-15 menit
7	Tangki	Membunuh mikroorganisme	Dosis klorin 0,5-2 mg/L;

No	Unit Pengolahan	Fungsi	Parameter Desain
	Klorinasi/Desinfeksi	patogen	kontak ≥ 30 menit
8	Tangki Air Bersih	Penampung air siap distribusi	Kapasitas 8-12 jam kebutuhan puncak
9	Unit Demineralisasi	Menurunkan kesadahan & TDS air umpan <i>boiler</i>	Resin kation-anion / RO
10	Daerator	Menghilangkan O ₂ & CO ₂ terlarut	Suhu 90 C, tekanan sedikit di atas atmosferik

4.1.2. Kebutuhan Air

Kebutuhan air pabrik dihitung dari neraca massa dan neraca panas seluruh unit proses maupun utilitas. Rincian kebutuhan tiap kategori diuraikan sebagai berikut.

a. Kebutuhan Air Proses

Air proses adalah air yang ditambahkan langsung ke dalam aliran proses sebagai bahan pengencer maupun pelarut, meliputi air pengencer pada tangki pengenceran umpan hidrolisis dan umpan fermentasi, air pelarut media inokulum, serta air pencucian dan regenerasi resin/membran (CIP). Nilai kebutuhan air pada tiga titik pertama diperoleh langsung dari neraca massa proses produksi (sheet Neraca Massa), sedangkan kebutuhan air pencucian dan regenerasi resin diestimasi karena belum tercakup dalam neraca massa proses utama.

Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Proses

No	Titik Penambahan Air	Kode	Kebutuhan (kg/jam)
1	Air pengencer Tangki Pengenceran I (umpan hidrolisis)	T-102	1.666,59
2	Air pengencer Tangki Pengenceran II (umpan fermentasi)	T-103	6.469,74
3	Air pelarut media inokulum (MRS Broth)	T-104	960,97
4	Air pencucian & regenerasi resin/membran (CIP, 15%)	-	1.364,59

Air pencucian dan regenerasi resin/membran (CIP) diestimasi sebesar 15% dari jumlah tiga air proses langsung sebelumnya, mengikuti praktik umum industri untuk unit filtrasi dan pertukaran ion (Metcalf & Eddy, 2003), yaitu $0,15 \times (1.666,59 + 6.469,74 + 960,97) = 0,15 \times 9.097,30 = 1.362,59 \text{ kg/jam}$. Total kebutuhan air proses merupakan penjumlahan keempat komponen tersebut:

$$\begin{aligned} \text{Total air proses} &= 1.666,59 + 6.469,74 + 960,97 + 1.364,59 = 10.461,89 \text{ kg/jam} \\ &= 10,46 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin dan Air *Make-up Cooling tower*

Air pendingin dibutuhkan untuk mendinginkan reaktor hidrolisis, reaktor fermentasi, tangki asidifikasi, kolom resin penukar ion, serta kondensor barometrik pada sistem vakum evaporator dua efek. Beban pendinginan pada masing-masing peralatan tersebut berbeda-beda bergantung pada besarnya panas reaksi atau panas laten yang harus dibuang, sehingga perhitungan kebutuhan air pendingin dilakukan secara terpisah untuk setiap alat sebelum dijumlahkan menjadi kebutuhan total. Di antara seluruh peralatan tersebut, kondensor barometrik menyerap beban panas yang jauh lebih besar dibandingkan unit-unit lain karena bertugas mengondensasikan seluruh sisa uap dari sistem vakum evaporator yang tidak lagi dimanfaatkan sebagai media pemanas pada evaporator Efek II maupun preheater umpan HE-102, sehingga kontribusinya mendominasi total kebutuhan air pendingin pabrik.

Kebutuhan air pendingin pada peralatan berjaket seperti reaktor dan kolom resin dihitung menggunakan persamaan neraca panas sensibel $Q_c = m \times C_p \times \Delta T$, sehingga laju alir air pendingin $m = \frac{Q_c}{(C_p \times \Delta T)}$. Pada Reaktor Hidrolisis PBR (R-101) dengan beban panas jaket pendingin $Q_c = 128.584,67 \text{ kJ/jam}$, kenaikan suhu air pendingin yang diizinkan $\Delta T = 15 \text{ C}$, dan $C_p \text{ air} = 4,182 \text{ kJ/kg.C}$, diperoleh kebutuhan air pendingin $m = \frac{128.584,67}{(4,182 \times 15)} = 2.049,81 \text{ kg/jam}$. Perhitungan serupa diterapkan pada Reaktor Fermentasi (R-102), Tangki Asidifikasi (T-105), dan kolom-kolom resin kation/anion (RK-101, RA-101, RK-102, RA-102), sehingga diperoleh sub-total kebutuhan air pendingin reaktor dan unit pemurnian sebesar $3.514,26 \text{ kg/jam}$.

Kebutuhan air pendingin kondensor barometrik dihitung berdasarkan neraca panas laten uap yang harus dikondensasikan, mengikuti pendekatan kondensor kontak-langsung (barometric/jet condenser) untuk sistem evaporator vakum dijelaskan oleh McCabe, Smith & Harriott (2005) dan Perry & Green (2008). Beban panas kondensor dirumuskan:

$$Q_{\text{kondensor}} = m_{V1} \text{ sisa} \times \lambda (T1) + m_{V2} \times \lambda (T2)$$

Dengan m_{V1} sisa adalah sisa uap Efek I yang tidak dimanfaatkan sebagai media pemanas HE-102 maupun Efek II sebesar 5.772,655 kg/jam dengan panas laten $\lambda(T1) = 2.232,806$ kJ/kg pada suhu $T1 = 108,24$ °C, dan m_{V2} adalah seluruh uap Efek II yang harus dikondensasikan sebesar 838,848 kg/jam dengan panas laten $\lambda(T2) = 2.242,76$ kJ/kg pada suhu $T2 = 104,78$ C. Substitusi nilai-nilai tersebut memberikan beban panas kondensor barometrik:

$$Q_{\text{kondensor}} = (5.772,655 \times 2.232,806) + (838,848 \times 2.242,76) = 14.770.552,09 \text{ kJ/jam}$$

Dengan kenaikan suhu air pendingin kondensor barometrik $\Delta T_{cw} = 10$ °C (Kern, 1950) dan C_p air pendingin = 4,187 kJ/kg.°C pada suhu 30 °C (Perry & Green, 2008, Tabel 2-153), kebutuhan air pendingin kondensor barometrik dihitung sebagai:

$$m_{cw} = \frac{Q_{\text{kondensor}}}{(C_p \times \Delta T_{cw})}$$

$$m_{cw} = \frac{14.770.552,09}{(4,187 \times 10)} = 352.771,72 \text{ kg/jam}$$

Tabel 4. 3 Kebutuhan Air Pendingin

No	Kebutuhan	Nilai (kg/jam)
1	Air pendingin reaktor & unit pemurnian (subtotal)	3.514,26
2	Air pendingin kondensor barometrik	352.771,72
3	Total kebutuhan air pendingin (basis teoritis)	356.285,99
4	Total kebutuhan air pendingin desain (+20% <i>overdesign</i>)	427.543,19 (429,39 m ³ /jam)

Kebutuhan air pendingin basis teoritis diperoleh dari penjumlahan sub-total air pendingin reaktor/unit pemurnian dengan kebutuhan air pendingin kondensor barometrik, yaitu $3.514,26 + 352.771,72 = 356.285,99$ kg/jam. Nilai ini kemudian dikalikan faktor *overdesign* dan cadangan sirkulasi sebesar 20% mengikuti rentang umum 15-25% untuk sistem utilitas menurut Peters & Timmerhaus (2003), sehingga total kebutuhan air pendingin desain menjadi $356.285,99 \times 1,2 = 427.543,19$ kg/jam, atau setara 429,39 m³/jam dengan densitas air pendingin 995,7 kg/m³ pada suhu 30 °C (Perry & Green, 2008, Tabel 2-117).

Air pendingin tersebut disirkulasikan secara tertutup melalui *cooling tower* (cooling tower) tipe *induced draft counterflow* , bukan dibuang sekali pakai, sehingga volume air baku yang perlu diambil dari sumber hanya sebesar kehilangan air pada sistem sirkulasi. Kehilangan air pada *cooling tower* terjadi melalui tiga mekanisme, yaitu penguapan (evaporation), terbawa

angin (*drift/windage*), dan pembuangan sebagian air pekat untuk mengontrol konsentrasi padatan terlarut (*bLow down*). Ketiga komponen kehilangan air tersebut harus digantikan melalui air *make-up* dari air baku (Perry & Green, 2008), dan perhitungannya mengacu pada pendekatan SPX Cooling Technologies (2009) dan Cooling Technology Institute (CTI ATC-140).

Kehilangan akibat penguapan dihitung menggunakan pendekatan empiris $We (\%) = 0,00085 \times \text{Range (F)} \times L$, Range pendinginan menara sebesar 10°C atau setara 18°F . Koefisien kehilangan penguapan $We = 0,00085 \times 18 = 0,0153$ atau 1,53% dari laju sirkulasi. Dengan total laju sirkulasi air pendingin desain $L = 429,39 \text{ m}^3/\text{jam}$, kehilangan penguapan:

$$\text{Evaporatin Loss} = 0,0153 \times 429,39 = 6,570 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kehilangan *drift* dengan *drift* eliminator modern diestimasi sebesar 0,02% dari laju sirkulasi mengacu pada rentang 0,001-0,02% menurut CTI ATC-140, sehingga *Drift Loss* = $0,0002 \times 429,39 = 0,086 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$. *BLow down* dihitung dari hubungan siklus konsentrasi Cycle of Concentration (COC) sebesar 4, mengikuti rentang tipikal 3-5 untuk sistem *cooling tower* industri (Perry & Green, 2008). Melalui persamaan:

$$B\text{Low down} = \frac{\text{Evaporation Loss}}{(\text{COC} - 1)}$$

$$B\text{Low down} = \frac{6,570}{(4 - 1)} = 2,190 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Total air *make-up cooling tower* merupakan penjumlahan ketiga komponen kehilangan tersebut, yaitu $6,570 + 0,086 + 2,190 = 8,845 \text{ m}^3/\text{Jam} \approx 212,29 \text{ m}^3/\text{hari}$ apabila *cooling tower* beroperasi secara kontinu selama 24 jam. Nilai inilah yang menjadi beban tambahan Unit Pengolahan Air Baku di luar kebutuhan air proses dan air umpan *boiler*.

c. Kebutuhan Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* (*boiler feed water*) adalah air yang disuplai ke dalam *boiler* untuk diubah menjadi *Steam* melalui proses pemanasan, dan harus memenuhi persyaratan kualitas tertentu bebas dari kesadahan, oksigen terlarut, serta padatan terlarut yang dapat menyebabkan kerak (*scaling*) dan korosi pada dinding *boiler* maupun sistem perpipaan agar operasi *boiler* berjalan aman dan efisien. Air umpan *boiler* pada dasarnya merupakan campuran dari dua sumber, yaitu air kondensat balik (*return condensate*), yang berasal dari hasil kondensasi *Steam* yang telah digunakan pada unit-unit pemanas proses dan dikembalikan ke sistem *boiler* dengan tingkat kemurnian tinggi sehingga penggunaannya kembali dapat menghemat kebutuhan air *make-up* sekaligus energi pemanasan, dan air *make-up* (*make-up water*), yaitu air tambahan dari Unit Pengolahan Air Baku hasil demineralisasi yang berfungsi menggantikan kehilangan air

pada sistem, baik akibat kondensat yang tidak kembali seluruhnya maupun akibat air yang dibuang melalui *bLow down boiler* untuk mengontrol konsentrasi padatan terlarut (TDS) agar tetap berada pada batas aman operasi.

Kedua aliran tersebut dicampur di dalam tangki daerator sebelum dipompakan masuk ke *boiler*, sehingga dengan asumsi fraksi kondensat balik sebesar 80% (Peters & Timmerhaus, 2003) dan *bLow down boiler* sebesar 5% dari laju produksi *Steam* desain sebesar 15.020,92 kg/jam, kebutuhan air *make-up boiler* dapat dihitung sebagai:

$$m_{\text{umpan boiler}} = 15.020,92 \times (1 - 0,80 + 0,05)$$

$$m_{\text{umpan boiler}} = 15.020,92 \times 0,25 = 3.755,23 \text{ kg/jam}$$

Yang merupakan total kebutuhan air umpan *boiler* yang harus disuplai dari Unit Pengolahan Air Baku setelah dicampur dengan kondensat balik pada tangki daerator.

d. Kebutuhan Air Sanitasi dan Domestik

Air sanitasi adalah air bersih yang digunakan untuk keperluan kebersihan diri dan fasilitas umum karyawan di lingkungan pabrik, seperti mencuci tangan, toilet, wastafel, dan kebutuhan higienis lainnya, namun tidak mencakup kebutuhan mandi/shower yang biasanya terdapat pada fasilitas industri dengan sistem kerja *shift* atau lapangan berat. Kebutuhan air sanitasi ini penting untuk menjamin kenyamanan dan kesehatan karyawan selama beraktivitas di area pabrik, sehingga perlu diperhitungkan dalam total kebutuhan air suatu unit pengolahan.

Perhitungan kebutuhan air sanitasi didasarkan pada jumlah karyawan yang bekerja di pabrik serta standar pemakaian air bersih per orang per hari untuk fasilitas industri tanpa mandi/shower, yaitu berkisar antara 60–100 L/orang.hari (Metcalf & Eddy, 2003). Dalam perancangan ini, digunakan nilai standar pemakaian air sebesar 80 L/orang.hari, yang merupakan nilai tengah dari rentang tersebut, dengan pertimbangan kebutuhan yang representatif untuk kondisi operasi normal pabrik. Kebutuhan air sanitasi dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Kebutuhan air sanitasi} = \text{Jumlah karyawan} \times \text{standar pemakaian air}$$

Berdasarkan jumlah karyawan sebanyak 60 orang, maka kebutuhan air sanitasi dihitung berikut:

$$\text{Kebutuhan air sanitasi} = 60 \text{ orang} \times 80 \text{ L/orang.hari}$$

$$\text{Kebutuhan air sanitasi} = 4.800 \text{ L/hari} = 4,8 \text{ m}^3/\text{hari} (0,2 \text{ m}^3/\text{jam})$$

e. Kebutuhan Air Pemadam Kebakaran

Air pemadam kebakaran disediakan sebagai cadangan (reserve) dalam tangki tersendiri dan tidak termasuk dalam neraca kebutuhan air kontinu pabrik, karena hanya digunakan pada kondisi darurat kebakaran. Mengacu pada SNI 03-1735-2000 dan NFPA 24, dengan asumsi

laju alir hydrant 38 m³/jam untuk 2 titik hydrant yang beroperasi bersamaan selama minimum 60 menit sesuai skenario kebakaran desain, kapasitas tangki cadangan air pemadam kebakaran dihitung sebagai:

$$V_{\text{cadangan}} = 2 \text{ titik} \times 38 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{60}{60} \text{ jam} = 76 \text{ m}^3$$

f. Kapasitas *Water Treatment Plant*

Kapasitas desain Unit Pengolahan Air Baku (*Water Treatment Plant*/WTP) ditentukan berdasarkan perhitungan seluruh kebutuhan air kontinu pabrik, tidak termasuk air pemadam kebakaran yang bersifat cadangan statis dan tidak diperhitungkan sebagai beban kontinu sistem penyediaan air.

Rincian kebutuhan air kontinu pabrik adalah sebagai berikut:

- Air proses langsung (termasuk CIP): 10,507m³/jam(252,170m³/hari; 3.467,33m³/tahun)
- Air *make-up cooling tower*: 8,845m³/jam(212,290m³/hari; 70.055,77m³/tahun)
- Air umpan *boiler (make-up)*: 3.755m³/jam(90,126m³/hari; 1.239,23m³/tahun)
- Air sanitasi & domestik: 0,200m³/jam (4,800m³/hari; 1.584,00m³/tahun)

Nilai kebutuhan air dalam satuan m³/hari diperoleh dengan mengalikan laju alir m³/jam dengan 24 jam operasi kontinu per hari, sedangkan nilai kebutuhan air dalam satuan m³/tahun diperoleh dari perkalian laju alir m³/jam dengan 7.920 jam operasi per tahun.

Berdasarkan keempat kategori kebutuhan tersebut, diperoleh sub-total kebutuhan air baku pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Subtotal} &= 10,507 + 8,845 + 3,755 + 0,200 \\ &= 23,308 \text{ m}^3/\text{jam}(559,385 \text{ m}^3/\text{hari}; 76.346,33 \text{ m}^3/\text{tahun}) \end{aligned}$$

Terhadap subtotal kebutuhan air baku tersebut, ditambahkan cadangan distribusi sebesar 10% untuk mengantisipasi kehilangan air pada jaringan perpipaan distribusi (kebocoran minor, air buangan flushing) sebagaimana banyak diterapkan pada perancangan sistem penyediaan air industri, sehingga total kebutuhan air baku pabrik menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air baku} &= 23,308 \times 1,10 \\ &= 25,639 \text{ m}^3/\text{jam}(615,32 \text{ m}^3/\text{hari}; 83.980,96 \text{ m}^3/\text{tahun}) \end{aligned}$$

Selanjutnya, dengan menerapkan faktor *overdesign* sebesar 20% terhadap kebutuhan puncak untuk mengantisipasi fluktuasi operasi pabrik (Kawamura, 2000), maka kapasitas desain *Water Treatment Plant* ditetapkan sebagai:

$$\text{Kapasitas desain WTP} = 25,639 \times 1,20 = 3.77 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dengan demikian, Unit Pengolahan Air Baku dirancang untuk memiliki kapasitas produksi air olahan sebesar $\pm 30,77 \text{ m}^3/\text{jam}$ guna memenuhi seluruh kebutuhan air kontinu pabrik (air proses, air *make-up cooling tower*, air umpan *boiler*, dan air sanitasi) beserta cadangan distribusi dan fluktuasi operasi, sehingga kontinuitas pasokan air tetap terjamin dalam kondisi operasi normal maupun pada saat terjadi lonjakan permintaan sesaat.

4.2. Unit Penyediaan Steam

Steam pada pabrik ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada tangki pengenceran, tangki inokulum, dan evaporator vakum dua efek. *Steam* yang dihasilkan berupa uap jenuh (*saturated Steam*) pada suhu 120 °C dan tekanan 120 kPa dengan entalpi uap jenuh 2.702,7 kJ/kg dan entalpi kondensat jenuh 503,7 kJ/kg, sehingga panas laten yang tersedia untuk pemanasan proses adalah 2.199 kJ/kg. Pemilihan tekanan operasi 120 kPa didasarkan pada kebutuhan suhu pemanasan proses rendah (di bawah 120 °C), sehingga tidak diperlukan *Steam* bertekanan tinggi yang akan menambah biaya investasi maupun biaya operasi *boiler*.

Kebutuhan *Steam* masing-masing unit proses dihitung dari neraca panas sensibel dan laten pada setiap peralatan yang memerlukan pemanasan, yaitu

$$Q_{\text{kebutuhan}} = m_{\text{Steam}} \times (H_{\text{Steam}} - H_{\text{kondensat}})$$

Sehingga $m_{\text{Steam}} = \frac{Q_{\text{kebutuhan}}}{\lambda}$ dengan λ adalah panas laten *Steam* sebesar 2.199 kJ/kg.

Kebutuhan *Steam* pada tiap unit proses pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Kebutuhan *Steam*

No	Unit Proses	Kode	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam)
1	Tangki Pengenceran I (umpan hidrolisis)	T-102	117,22
2	Tangki Pengenceran II (umpan fermentasi)	T-103	72,64
3	Tangki Inokulum (sterilisasi media)	T-104	175,52
4	Evaporator Vakum Efek I (<i>Steam</i> segar)	EV-101	11.014,11
Sub-total (basis teoritis)			11.379,49

Evaporator Vakum Efek I merupakan konsumen *Steam* segar terbesar, menyerap lebih dari 96% dari total kebutuhan *Steam* basis teoritis, karena harus menguapkan sebagian besar kandungan air pada larutan asam laktat encer hasil fermentasi untuk mencapai konsentrasi

produk akhir yang disyaratkan. Evaporator Efek II tidak lagi memerlukan *Steam* segar tambahan karena kebutuhan panasnya telah tercukupi oleh panas laten uap sisa (*bleed*) dari Efek I melalui skema integrasi panas (*heat integration*) dengan *Steam economy* sistem sebesar 0,79 kg uap yang diuapkan per kg *Steam* segar yang dipakai, sehingga tidak menambah beban *boiler*. Skema integrasi panas dua efek ini merupakan salah satu strategi konservasi energi yang umum diterapkan pada evaporator multi efek untuk menekan konsumsi *Steam* total sistem (Perry & Green, 2008).

Kebutuhan *Steam* desain *boiler* tidak dapat disamakan begitu saja dengan sub-total basis teoritis, karena pada praktiknya selalu terdapat kehilangan panas pada jaringan pipa distribusi akibat konduksi dan radiasi meskipun telah diisolasi, serta perlu disediakan kapasitas cadangan untuk mengakomodasi kondisi start-up dan fluktuasi beban proses. Kehilangan panas jaringan pipa distribusi diestimasi sebesar 10% dan faktor *overdesign boiler* sebesar 20% mengacu pada Peters & Timmerhaus (2003), sehingga total kebutuhan *Steam* desain *boiler* dihitung sebagai:

$$Q_{\text{desain}} = 11.379,49 \times 1,10 \times 1,20 = 15.020,92 \text{ kg/jam} \approx (15,02 \text{ ton/jam})$$

4.2.1. Air Umpan *Boiler* dan Kapasitas *Boiler*

Air umpan *boiler* berasal dari campuran air *make-up* hasil demineralisasi dengan kondensat balik proses dari unit-unit pemanas. Pemanfaatan kondensat balik penting untuk efisiensi energi karena suhu dan kandungan panas sensibelnya masih tinggi, sehingga mengurangi kebutuhan air *make-up* baru sekaligus menghemat energi pemanasan pada daerator dan *boiler*. Dengan fraksi kondensat balik 80% (Peters & Timmerhaus, 2003) dan *bLow down boiler* 5% dari laju produksi *Steam* (Perry & Green, 2008) untuk mengontrol konsentrasi padatan terlarut, total air umpan *boiler* (make-up) yang dibutuhkan dihitung sebagai:

$$m_{\text{umpan}} = Q_{\text{desain}} \times (1 - \text{fraksi kondensat balik}) + Q_{\text{desain}} \times \text{fraksi } b\text{Low down}$$

$$m_{\text{umpan}} = 15.020,92 \times (0,20 + 0,05) = 3.755,23 \text{ kg/jam}$$

Beban panas *boiler* dihitung dengan persamaan $Q = m_s \times (H_{\text{Steam}} - H_{\text{fw}})$, mengikuti pendekatan yang juga digunakan pada perhitungan kapasitas *boiler* oleh Severn (1959), dengan m_s adalah laju produksi *Steam* desain dan $(H_{\text{Steam}} - H_{\text{fw}})$ adalah selisih entalpi antara uap keluar *boiler* dengan air umpan masuk *boiler*. Air umpan *boiler* dipanaskan lebih dahulu pada daerator hingga suhu 90 °C dengan entalpi cairan jenuh 376,9 kJ/kg (Smith et al., 2018), sebelum masuk *boiler* dan diuapkan menjadi uap jenuh pada 120 °C dengan entalpi 2.702,7 kJ/kg, sehingga beban panas *boiler* dihitung sebagai:

$$Q_{boiler} = 15.020,92 \times (2.702,7 - 376,9)$$

$$Q_{boiler} = 34.935.665,54 \text{ kJ/jam}$$

Nilai tersebut kemudian dikonversi ke satuan daya (kW) untuk keperluan spesifikasi teknis *boiler* yang umumnya dinyatakan dalam satuan tersebut oleh vendor peralatan, yaitu

$$Q_{boiler}(kw) = \frac{34.935.665,54 \text{ kJ/jam}}{3600 \text{ s/jam}} = 9.704,35 \text{ kW}$$

Tabel 4. 5 Kebutuhan *Steam*

No	Parameter	Nilai	Satuan
1	Entalpi uap jenuh keluar <i>boiler</i> (120 °C)	2.702,7	kJ/kg
2	Entalpi air umpan <i>boiler</i> (90 °C)	376,9	kJ/kg
3	Beban panas <i>boiler</i> (Q_{boiler})	34.935.665,54	kJ/jam
4	Beban panas <i>boiler</i>	9.704,35	kW
5	Kapasitas <i>boiler</i> terpasang	15,02	ton <i>Steam</i> /jam

4.2.2. Spesifikasi *Boiler*

Boiler dirancang bertipe *fire tube* yang banyak digunakan untuk kapasitas *Steam* skala kecil menengah pada industri kimia dan fermentasi (Perry & Green, 2008; Peters & Timmerhaus, 2003). *Boiler* beroperasi pada tekanan yang lebih tinggi dari kebutuhan proses untuk mengatasi rugi tekanan distribusi, kemudian diturunkan melalui *Pressure Reducing Valve* (PRV) menuju titik pakai proses.

- Tipe *boiler* : *Fire tube package boiler*
- Tekanan desain : 7 bar (165 °C)
- Tekanan operasi distribusi proses : 120 kPa (120 °C), diturunkan melalui PRV
- Efisiensi termal *boiler* : 82%
- Kapasitas *Steam* terpasang : 15,02 ton/jam

4.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar *boiler* yang dipilih pada perancangan ini adalah Industrial Diesel Oil (IDO), yang umum digunakan pada *boiler* skala kecil menengah di Indonesia karena ketersediaan dan kemudahan penyimpanan dibandingkan gas alam yang memerlukan jaringan pipa distribusi maupun batubara yang memerlukan penanganan padatan dan abu (Perry &

Green, 2008; Peters & Timmerhaus, 2003). Selain pertimbangan teknis tersebut, pemilihan IDO juga mempertimbangkan kemudahan pengangkutan dengan truk tangki serta fleksibilitas pasokan dari berbagai distributor bahan bakar minyak industri di Indonesia, sehingga risiko gangguan pasokan energi terhadap kontinuitas operasi *boiler* dapat ditekan.

Kebutuhan laju alir massa bahan bakar dihitung dari neraca energi pembakaran, yaitu perbandingan antara beban panas yang harus dipenuhi *boiler* dengan energi yang dapat dilepaskan oleh satu satuan massa bahan bakar setelah memperhitungkan efisiensi termal *boiler*, melalui persamaan:

$$mf = \frac{Q_{boiler}}{\eta \times HHV}$$

dengan Q_{boiler} adalah beban panas *boiler* sebesar 34.935.665,54 kJ/jam, efisiensi termal *boiler* sebesar 0,82 (Perry & Green, 2008), dan HHV adalah nilai kalor atas bahan bakar IDO sebesar 45.000 kJ/kg. Substitusi nilai-nilai tersebut memberikan:

$$mf = \frac{34.935.665,54}{(0,82 \times 45.000)} = 946,77 \text{ kg/jam}$$

Untuk keperluan perancangan tangki timbun dan sistem perpipaan bahan bakar, laju alir massa tersebut dikonversi menjadi laju alir volumetrik menggunakan densitas IDO sebesar 850 kg/m³ pada suhu ruang, yaitu

$$vf = \frac{mf}{\rho}$$

$$vf = \frac{946,77}{850} = 1,1138 \text{ m}^3/\text{jam} \approx 1.113,84 \text{ L/jam}$$

Dengan asumsi operasi kontinu 7.920 jam/tahun, total kebutuhan bahan bakar tahunan menjadi 946,77kg/jam x 7.920jam/tahun = 7.498.377,4kg/tahun $\approx$ 7.498,39ton/tahun, yang menjadi dasar perhitungan biaya utilitas pada evaluasi ekonomi.

Tabel 4. 6 Kebutuhan Bahan Bakar

No	Parameter	Nilai	Satuan
1	Nilai kalor bahan bakar IDO (HHV)	45.000	kJ/kg
2	Efisiensi termal <i>boiler</i>	82	%
3	Kebutuhan bahan bakar	946,77	kg/jam
4	Densitas bahan bakar IDO	850	kg/m ³
5	Kebutuhan bahan bakar (volumetrik)	1.113,84	L/jam
6	Total kebutuhan bahan bakar per tahun	7.498,39	ton/tahun

Tangki penyimpanan bahan bakar dirancang dengan kapasitas simpan setara 7-10 hari kebutuhan operasi sebagai stok pengaman terhadap keterlambatan pasokan, yaitu sekitar $1.113,84 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} = 187.125 \text{ L}$ atau dibulatkan menjadi tangki timbun berkapasitas sekitar 190-200 kL yang ditempatkan pada area tangki timbun (tank farm) dengan tanggul pengaman (bundling) sesuai ketentuan keselamatan penyimpanan bahan bakar cair mudah terbakar.

4.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Tenaga listrik pabrik digunakan untuk menggerakkan pompa proses dan utilitas, motor peralatan (agitator, blower, kompresor), *auxiliary boiler* dan *cooling tower*, unit pengolahan air, instrumentasi/kontrol, serta penerangan. Sumber utama tenaga listrik direncanakan berasal dari jaringan Perusahaan Listrik Negara (PLN), dengan genset diesel sebagai cadangan (standby) untuk beban kritis apabila terjadi gangguan pasokan listrik utama.

4.4.1. Daya Pompa Proses dan Utilitas

Daya pompa dihitung secara rinci untuk pompa dengan beban kritis, yaitu Pompa P-102 (transfer larutan umpan hidrolisis dari T-102 menuju R-101), menggunakan pendekatan neraca energi mekanik (persamaan Bernoulli), kehilangan gesekan Darcy Weisbach, dan *Net Positive Suction Head* (NPSH) mengikuti Peters & Timmerhaus (2003, hal.520-521), sehingga diperoleh daya P-102 sebesar 0,373 kW. Delapan belas pompa proses dan utilitas lainnya diestimasi melalui pendekatan rasio daya terhadap laju alir pada tahap perancangan awal (preliminary design), yaitu diskalakan secara proporsional terhadap laju alir masing-masing pompa relatif terhadap P-102, kemudian daya motor dibulatkan ke rating standar terdekat menurut katalog motor NEMA/IEC (Peters & Timmerhaus, 2003; Ulrich & Vasudevan, 2004).

Tabel 4. 7 Kebutuhan Listrik Pompa

No	Kode	Fungsi Pompa	Daya (kW)
1	P-101	Transfer molase dari tangki penyimpanan ke T-102	0,50
2	P-102	Transfer larutan umpan hidrolisis T-102 ke R-101 (terhitung rinci)	0,37
3	P-103	Transfer keluaran Reaktor Hidrolisis R-101 ke T-103	0,50

No	Kode	Fungsi Pompa	Daya (kW)
4	P-104	Transfer umpan fermentasi T-103 ke Reaktor Fermentasi R-102	0,75
5	P-105	Transfer inokulum ke Reaktor Fermentasi R-102	0,50
6	P-106	Transfer broth fermentasi R-102 ke Mikrofiltrasi MF-101	1,00
7	P-107	Sirkulasi cross- <i>flow</i> membran mikrofiltrasi MF-101	2,00
8	P-108	Transfer permeat MF ke Tangki Asidifikasi T-105	0,50
9	P-109	Transfer slurry ke Filter Gypsum F-101	0,75
10	P-110	Transfer filtrat menuju Ultrafiltrasi UF-101	1,50
11	P-111	Transfer larutan melalui kolom resin kation/anion (Pass 1&2)	1,00
12	P-112	Transfer umpan evaporator menuju HE-102 & EV-101	1,50
13	P-113	Pompa vakum sistem evaporator (<i>Steam-jet/liquid-ring ejector</i>)	3,70
14	P-114	Transfer produk akhir ke tangki penyimpanan produk	0,50
15	P-115	Sirkulasi air pendingin ke seluruh unit & <i>cooling tower</i>	5,50
16	P-116	Pompa air umpan <i>boiler</i> (<i>Boiler Feed Water Pump</i>)	3,70
17	P-117	Distribusi air olahan WTP ke seluruh area pabrik	2,20
18	P-118	Dosing bahan kimia (koagulan, klorin,	0,37

No	Kode	Fungsi Pompa	Daya (kW)
kaustik regenerasi resin)			
	Sub-total daya pompa proses & utilitas		26,84

Subtotal daya pompa proses dan utilitas merupakan penjumlahan daya kedelapan belas pompa tersebut, yaitu $0,50 + 0,37 + 0,50 + 0,75 + 0,50 + 1,00 + 2,00 + 0,50 + 0,75 + 1,50 + 1,00 + 1,50 + 3,70 + 0,50 + 5,50 + 3,70 + 2,20 + 0,37 = 26,84$ kW. Berdasarkan perhitungan, Pompa Sirkulasi Air Pendingin (P-115) dan Pompa Vakum Evaporator (P-113) merupakan dua konsumen daya terbesar pada kelompok pompa, karena kedua peralatan tersebut harus menangani laju alir dan/atau perbedaan tekanan yang relatif besar dibandingkan pompa transfer proses lainnya.

4.4.2. Daya Auxiliary Boiler, Cooling tower, dan Unit Pengolahan Air

Daya *auxiliary boiler*, yang meliputi Forced Draft (FD) fan, burner, dan panel kontrol boiler (di luar pompa umpan boiler P-116) diestimasi menggunakan pendekatan beban listrik spesifik sebesar 8 kW per ton/jam kapasitas produksi *Steam* untuk boiler paket *fire tube* tanpa *Induced Draft* (ID) fan, mengikuti rentang tipikal 6-10 kW/(ton/jam) menurut Perry & Green (2008, Sec. 27). Dengan kapasitas boiler terpasang sebesar 15,02 ton/jam, daya *auxiliary boiler* dihitung sebagai:

$$P_{\text{aux boiler}} = 8 \times 15,02 = 120,17 \text{ kW}$$

Daya kipas *cooling tower* (induced draft fan) diestimasi menggunakan pendekatan beban spesifik sebesar 0,04 kW per m³/jam laju sirkulasi air pendingin, mengikuti rentang tipikal 0,03-0,05 kW/(m³/jam) untuk *cooling tower* tipe *induced draft counterflow* (SPX Cooling Technologies, 2009). Dengan total laju sirkulasi air pendingin desain sebesar 429,39 m³/jam, daya kipas *cooling tower* dihitung sebagai:

$$P_{\text{fan CT}} = 0,04 \times 429,39 = 17,18 \text{ kW}$$

Daya motor Unit Pengolahan Air, yang mencakup agitator bak koagulasi flokulasi dan blower udara untuk proses backwash filter, diestimasi sebesar 5,50 kW berdasarkan pengalaman rekayasa untuk kapasitas WTP skala kecil menengah (Kawamura, 2000).

Tabel 4. 8 Daya *Auxiliary*

No	Peralatan	Nilai	Satuan
1	Daya <i>auxiliary boiler</i> (FD fan, burner, panel kontrol)	120,17	kW
2	Daya kipas <i>cooling tower</i> (induced-draft fan)	17,18	kW
3	Daya motor Unit Pengolahan Air (agitator, blower backwash)	5,50	kW
Sub-total daya <i>auxiliary</i>		142,84	kW

Subtotal daya *auxiliary* yaitu 142,84 kW, yang menjadi kontributor beban listrik terbesar kedua setelah instrumentasi/kontrol pada total kebutuhan daya listrik pabrik.

4.4.3. Kebutuhan Daya Listrik dan Genset Cadangan

Kebutuhan daya listrik pabrik, yang meliputi beban pompa proses dan utilitas, beban *auxiliary boiler*, *cooling tower*, dan WTP, beban penerangan, serta beban instrumentasi dan kontrol, pada Tabel 4 berikut.

Tabel 4. 9 Kebutuhan Daya Listrik

No	Kategori Beban	Daya (kW)
1	Pompa proses & utilitas	26,84
2	<i>Auxiliary boiler</i> , <i>cooling tower</i> & WTP	142,84
3	Penerangan	79,68
Subtotal beban tersambung		249,37
4	Beban instrumentasi & kontrol (8%)	19,95
Total beban listrik tersambung (connected load)		269,32
5	Cadangan kapasitas terpasang (+20%)	-
Total kapasitas listrik terpasang (installed capacity)		323,18
Kapasitas daya terpasang pada faktor daya 0,85 (kVA)		380,21

Faktor cadangan kapasitas terpasang sebesar 15-25% terhadap beban tersambung mengacu pada Peters & Timmerhaus (2003), sedangkan faktor daya sistem 0,80-0,90 mengikuti

standar instalasi industri beban motor listrik dominan. Perhitungan daya di atas diperoleh melalui tahapan sebagai berikut. Sub-total beban tersambung merupakan penjumlahan tiga beban utama, yaitu 26,84 (pompa) + 142,84 (*auxiliary boiler, cooling tower & WTP*) + 79,68 (penerangan) = 249,37 kW. Beban instrumentasi dan kontrol dihitung sebesar 8% dari sub-total tersebut, yaitu $0,08 \times 249,37 = 19,95$ kW, sehingga total beban listrik tersambung (connected load) menjadi $249,37 + 19,95 = 269,32$ kW.

Kapasitas listrik terpasang (*installed capacity*) ditentukan dengan menambahkan cadangan margin sebesar 20% terhadap beban tersambung untuk mengantisipasi penambahan beban di masa mendatang serta kondisi start-up simultan beberapa motor, yaitu $269,32 \times 1,2 = 323,18$ kW. Karena PLN dan genset umumnya dispesifikasikan dalam satuan kVA (daya semu), kapasitas tersebut dikonversi menggunakan faktor daya sistem sebesar 0,85 yang mewakili instalasi dengan beban motor listrik dominan, melalui persamaan:

$$S(\text{kVA}) = \frac{P(\text{kW})}{\cos(\phi)}$$

$$S(\text{kVA}) = \frac{323,18}{0,85} = 380,21 \text{ kVA}$$

Nilai inilah yang menjadi dasar penentuan kapasitas daya tersambung dari PLN yang harus diajukan oleh pabrik. Sebagai cadangan darurat, disediakan genset diesel yang mem-back-up 50% dari beban tersambung, yaitu beban kritis pada pompa proses vital, instrumentasi, dan penerangan darurat, sehingga diperoleh kapasitas genset cadangan sebesar:

$$\frac{0,5 \times 269,32}{0,85} = 158,42 \text{ kVA}$$

Genset cadangan ini akan bekerja secara otomatis melalui panel Automatic Transfer Switch (ATS) apabila terjadi gangguan pasokan listrik utama, sehingga proses-proses kritis yang tidak boleh berhenti mendadak (seperti agitasi reaktor fermentasi dan pompa sirkulasi air pendingin) tetap dapat beroperasi hingga pasokan listrik utama pulih kembali.

4.5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan pada perancangan ini dibedakan menjadi dua jenis, yaitu udara instrumen (*instrument air*) dan udara servis pabrik (*plant/service air*), mengikuti pembagian yang banyak pada perancangan pabrik kimia (GPSA, 2012; Walas, 1990). Udara instrumen bersifat kontinu dan wajib kering karena digunakan untuk menggerakkan katup kendali pneumatik, sedangkan udara servis bersifat intermiten untuk keperluan pembersihan dan peralatan pneumatik lainnya.

Kebutuhan udara instrumen kontinu dihitung dari perkalian jumlah instrumen pneumatik terpasang dengan konsumsi udara rata-rata per instrumen, yaitu $40 \text{ unit} \times 6 \text{ Nm}^3/$

Jam per unit = $240 \text{ Nm}^3/\text{Jam}$. Kebutuhan udara servis pabrik, yang bersifat intermiten untuk keperluan pembersihan filter, pneumatic tools, dan aktuasi *valve non kontinu*, diestimasi sebesar 30% dari kebutuhan udara instrumen mengikuti rasio umum pada perancangan pabrik kimia (Walas, 1990), yaitu $0,3 \times 240 = 72 \text{ Nm}^3/\text{jam}$. Sub total kebutuhan udara tekan menjadi $312 \text{ Nm}^3/\text{jam}$, yang kemudian dikalikan faktor *overdesign* 20% untuk mengantisipasi kebocoran sistem perpipaan dan penambahan instrumen di masa mendatang, sehingga total kebutuhan udara tekan desain adalah $312 \times 1,2 = 374,4 \text{ Nm}^3/\text{jam}$ atau setara $6,24 \text{ Nm}^3/\text{menit}$.

Tabel 4. 10 Kebutuhan Udara Tekan

No	Parameter	Nilai	Satuan
1	Estimasi jumlah instrumen/kontrol <i>valve</i> pneumatik	40	unit
2	Konsumsi udara per instrumen (kontinu)	6	Nm^3/jam per unit
3	Kebutuhan udara instrumen kontinu	240	Nm^3/jam
4	Rasio kebutuhan udara servis terhadap udara instrumen	30	%
5	Kebutuhan udara servis	72	Nm^3/jam
	Sub-total kebutuhan udara tekan	312	Nm^3/jam
	Total kebutuhan udara tekan desain (+20%)	374,4	Nm^3/jam (6,24 Nm^3/menit)

Udara instrumen diproses melalui after-cooler, air receiver, dan pengering (dryer) tipe refrigerant/desiccant hingga dew point $< -40 \text{ C}$ sesuai ISA-S7.0.01, dilengkapi filter partikulat dan minyak untuk mencegah kontaminasi instrumen pneumatik. Konfigurasi kompresor dirancang 2 unit dengan kapasitas masing-masing 100% (1 duty + 1 standby) untuk menjamin keandalan pasokan udara instrumen yang bersifat kritis bagi keselamatan proses, di mana kegagalan pasokan udara instrumen dapat menyebabkan *valve* kendali pneumatik bergerak ke posisi gagal-aman (fail-safe) yang dapat menghentikan proses secara tidak terjadwal.

Daya kompresor dihitung menggunakan pendekatan daya spesifik (specific power) kompresor jenis screw pada tekanan operasi 7 bar sebesar $6,5 \text{ kW}$ per Nm^3/menit kapasitas, mengikuti data teknis umum kompresor industri (Atlas Copco, 2015), melalui persamaan $P = k$

x Q, dengan k adalah daya spesifik dan Q adalah kapasitas volumetrik dalam Nm³/menit. Substitusi nilai memberikan $P = 6,5 \times 6,24 = 40,56$ kW. Kapasitas tangki penampung (air receiver) dirancang setara akumulasi udara selama 1 menit pada kapasitas desain, yaitu 6,24 Nm³/menit x 1.000 liter/Nm³ = 6.240 liter, sebagai penyangga fluktuasi permintaan mendadak (peak demand) tanpa membebani kompresor secara berlebihan.

4.6.Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, yaitu untuk memperoleh data-data yang diperlukan. Fungsi dari data ini sebagai evaluasi dari unit-unit yang ada sehingga dapat digunakan sebagai acuan untuk meningkatkan efisiensi dan mengendalikan mutu (Sembodo, 2008). Peran lain laboratorium adalah untuk mengendalikan pencemaran lingkungan.

Tugas laboratorium:

- Memeriksa bahan baku dan bahan pendukung yang akan digunakan
- Menganalisa produk yang akan dipasarkan
- Melakukan riset yang berkaitan dengan proses produksi

4.6.1. Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik asam laktat ini, laboratorium dioptimalkan untuk pengujian mutu. Adapun analisa untuk unit utilitas meliputi: analisis air bersih mineral dan penukar ion, analisis air dalam *boiler* (pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO₃, SO₃, PO₄⁻, dan SiO₂), serta analisis air minum yang meliputi pH, chlor sisa, dan kekeruhan.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi tiga bagian:

1. Laboratorium Pengamatan

Laboratorium ini berfungsi untuk melakukan analisa secara fisik dan mengamati semua stream yang berasal dari proses produksi maupun tangki, serta mengeluarkan Certificate of Quality untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku molase, H₂SO₄, CaCO₃, media MRS dan produk akhir yakni asam laktat PURAC® HiPure 90, kemurnian minimal 90%.

2. Laboratorium Analitik

Laboratorium ini berfungsi untuk melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku dan produk akhir. Analisis utama yang dilakukan meliputi kadar asam laktat menggunakan metode titrasi asam-basa dan HPLC (*High Performance Liquid*

Chromatography) dengan kolom C-18, kadar gula sisa (glukosa dan sukrosa), pH, konduktivitas, serta kadar sulfat sisa dari proses asidifikasi menggunakan metode turbidimetri (Amaya-Delgado et al., 2006).

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan, dan Perlindungan Lingkungan

Laboratorium ini berfungsi melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait proses meningkatkan hasil akhir. Dalam pelaksanaannya, laboratorium ini juga melakukan penelitian terhadap kondisi lingkungan serta mengadakan pengembangannya, termasuk pemantauan kontaminasi mikroba pada aliran fermentasi menggunakan kultur *Lactobacillus rhamnosus* (Garde et al., 2002).

4.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik asam laktat ini dapat diklasifikasikan menjadi tiga kelompok, yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas. Pengelolaan limbah mengacu pada Undang-Undang No. 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup (PPLH) sebagaimana telah diubah dengan Undang-Undang No. 6 Tahun 2023, serta Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2021 tentang Penyelenggaraan PPLH, dengan prinsip mengutamakan reduksi, pemanfaatan kembali (*reuse*), dan daur ulang (*recycle*) sebelum penimbunan atau pemusnahan akhir sesuai hierarki pengelolaan limbah pada Pasal 12 PP No. 22 Tahun 2021.

4.7.1. Pengelolaan Limbah Padat

Limbah padat non-B3 yang teridentifikasi dari neraca massa proses meliputi *Wet cake* gipsum hasil filtrasi tangki asidifikasi, lumpur biomassa dan padatan *retentat* mikrofiltrasi, lumpur unit pengolahan air baku, serta lumpur hasil pengolahan air limbah (IPAL). Jumlah dan karakteristik masing-masing sumber limbah padat tersebut diturunkan langsung dari neraca massa proses produksi maupun neraca massa Unit Pengolahan Air Baku yang telah diuraikan pada sub-bab sebelumnya.

Wet cake gipsum ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) merupakan produk samping padat terbesar, terbentuk dari reaksi asidifikasi kalsium laktat dengan asam sulfat pada Reaktor Asidifikasi (T-105) yang menghasilkan endapan kalsium sulfat sebagai hasil samping stoikiometrik pembentukan asam laktat bebas. Lumpur unit pengolahan air baku (WTP) diestimasi sebesar 0,1% dari debit air baku yang diolah, mengikuti pendekatan umum rasio produksi lumpur koagulasi-flokulasi terhadap debit air olahan (Kawamura, 2000), yaitu $0,001 \times 30.766,2 \text{ kg/jam}$ (setara kapasitas desain WTP $30,7662 \text{ m}^3/\text{jam}$) = 30,63 kg/jam.

Tabel 4. 11 Sumber Limbah

No	Sumber Limbah	Kuantitas (kg/jam)	Metode Pengelolaan
1	<i>Wet cake</i> gipsum ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)	1.665,56	Pemanfaatan kembali (recovery) sebagai bahan baku industri semen/papan gipsum
2	Lumpur biomassa & <i>retentat e</i> mikrofiltrasi	116,92	Sludge drying, berpotensi sebagai pupuk organik/campuran pakan ternak
3	Lumpur unit pengolahan air baku (WTP)	30,63	Dewatering, ditimbun di TPA non-B3 berizin
4	Lumpur hasil pengolahan air limbah (IPAL)	1,50	Dewatering, berpotensi sebagai kompos
Sub-total limbah padat non-B3		1.814,62	-

Dengan asumsi operasi kontinu 7.920 jam/tahun, subtotal limbah padat non-B3 sebesar 1.814,62 kg/jam setara dengan $1.814,62 \times 7.920 = 14.371.790$ kg/tahun atau 14.371,79 ton/tahun, yang sebagian besar (lebih dari 90% massa) berasal dari *Wet cake* gipsum yang berpeluang besar untuk dimanfaatkan kembali (reuse/recovery) sebagai bahan baku industri semen atau papan gipsum, sehingga mengurangi beban penimbunan akhir dan sejalan dengan prinsip ekonomi sirkular dalam pengelolaan limbah industri.

Limbah B3 pabrik bersumber dari kegiatan perawatan peralatan, bukan dari proses produksi utama, mencakup oli pelumas bekas, aki/baterai bekas, majun/APD terkontaminasi, kemasan bekas bahan kimia, dan lampu bekas, dengan estimasi total sebesar 165 kg-liter/bulan. Limbah B3 disimpan sementara pada Tempat Penyimpanan Sementara (TPS) berizin dengan kapasitas simpan maksimum 365 hari sesuai PermenLHK No. P.6/MENLHK/SETJEN/KUM.1/2/2021, sebelum diserahkan kepada pihak ketiga pengumpul/pengolah berizin Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan dengan dokumen manifest elektronik (Festronik). Bangunan TPS Limbah B3 dirancang dengan luas sekitar 16 m², dilengkapi lantai kedap air, atap pelindung dari hujan langsung, sistem tanggap tumpahan

(spill containment), serta simbol dan label bahaya sesuai PermenLHK No. P.6/MENLHK/SETJEN/KUM.1/2/2021 untuk mencegah pencemaran tanah dan air tanah di sekitar area penyimpanan.

4.7.2. Pengelolaan Limbah Cair (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

Air limbah pabrik bersumber dari *retentate* unit pemurnian (mikrofiltrasi, ultrafiltrasi, dan regenerasi resin), *bLow -down boiler* dan *cooling tower*, air limbah sanitasi domestik karyawan, serta air backwash filter Unit Pengolahan Air Baku. Seluruh aliran tersebut dikumpulkan dan diolah pada satu Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) sebelum dibuang ke badan air penerima, mengacu pada Peraturan Menteri LHK No. P.5/2014 tentang Baku Mutu Air Limbah Bagi Usaha dan/atau Kegiatan Industri.

Tabel 4. 12 Pengelolaan Limbah Cair

No	Sumber Air Limbah	Debit (kg/jam)	Karakteristik Utama
1	<i>Retentate</i> mikrofiltrasi	116,92	Organik tinggi (gula, biomassa), TSS tinggi
2	<i>Retentate</i> ultrafiltrasi & regenerasi resin	240,43	Sisa asam laktat, TDS tinggi, pH bervariasi
3	<i>BLow -down boiler</i>	751,05	Suhu tinggi, TDS terkonsentrasi
4	<i>BLow -down cooling tower</i>	2.180,47	TDS terkonsentrasi (COC=4)
5	Air limbah sanitasi & domestik	3.840,00	BOD/COD & mikroorganisme patogen
6	<i>Air backwash filter</i> WTP	919,02	TSS tinggi, tidak beracun
Total debit air limbah kontinu		8.047,89	8,048 m ³ /jam (193,15 m ³ /hari)

Air limbah industri fermentasi asam laktat dicirikan oleh kandungan organik terlarut yang relatif tinggi dibandingkan limbah domestik biasa akibat sisa gula dan asam organik. Chemical Oxygen Demand (COD) air limbah proses pekat sebelum pencampuran berkisar 8.000-15.000 mg/L dengan rasio biodegradabilitas BOD₅/COD sebesar 0,55 (Metcalf & Eddy, 2003). Setelah pencampuran dengan aliran *bLow down* dan air domestik yang bersifat

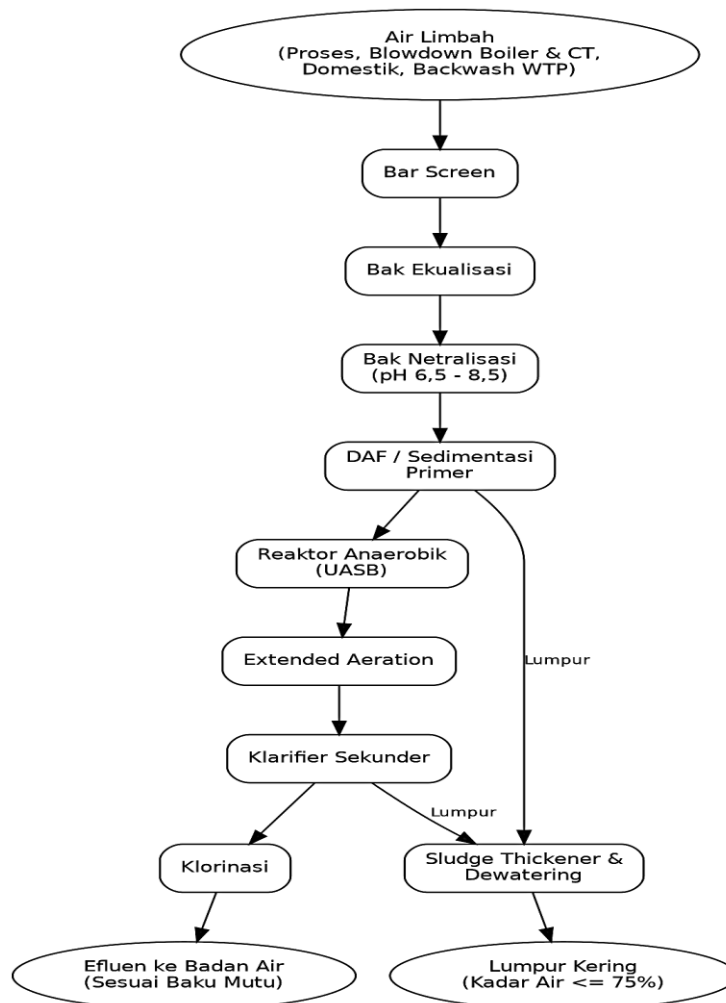
mengencerkan, COD gabungan diestimasi sebesar 3.500 mg/L. Beban COD total yang harus ditangani IPAL dihitung dari perkalian debit air limbah dengan konsentrasi COD gabungan tersebut, melalui persamaan:

$$\text{Beban COD} = Q \times C_{\text{COD}}$$

Dengan Q adalah debit air limbah total sebesar 8,048 m³/jam dan C_{COD} adalah konsentrasi COD gabungan sebesar 3,5 kg/m³ (setara 3.500 mg/L), sehingga:

$$\text{Beban COD} = 8,048 \times 3,5 = 28,17 \text{ kgCOD/jam} \approx 676,02 \text{ kg COD/hari}$$

Rangkaian unit IPAL yang diusulkan pada perancangan ini menggabungkan proses biologis anaerobik dan aerobik untuk menangani beban organik yang cukup tinggi, sekaligus memanfaatkan potensi biogas dari reaktor anaerobik sebagai sumber energi alternatif (Lettinga & Hulshoff Pol, 1991). Pemilihan konfigurasi kombinasi anaerobik-aerobik ini didasarkan pada pertimbangan bahwa proses anaerobik tunggal umumnya belum dapat menghasilkan kualitas efluen yang memenuhi baku mutu secara konsisten, sehingga diperlukan tahap polishing aerobik untuk menyisihkan sisa BOD/COD sebelum air dibuang ke badan air penerima. Diagram alir pengolahan limbah cair pada perancangan ini pada Gambar 4.2.



Gambar 4. 2 Diagram Alir Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)

Air limbah gabungan seluruh sumber dilewatkan pada *bar screen* dengan bukaan celah 10-20 mm untuk menahan padatan kasar (Metcalf & Eddy, 2003). Selanjutnya air limbah ditampung pada bak ekualisasi dengan waktu tinggal 8-12 jam untuk meredam fluktuasi debit dan beban organik, sebelum dialirkan menuju bak netralisasi yang berfungsi menetralkan pH air limbah asam maupun basa (terutama dari regenerat resin dan sisa H_2SO_4) menuju rentang pH 6,5-8,5 melalui dosing larutan basa/asam dengan waktu tinggal 15-30 menit.

Air limbah yang telah dinetralkan kemudian melewati unit *Dissolved Air Flotation* (DAF) atau sedimentasi primer untuk memisahkan padatan tersuspensi, biomassa, dan sisa minyak-lemak pada beban permukaan 5-15 $m^3/m^2.jam$. Efluen dari DAF/sedimentasi primer dialirkan menuju Reaktor Anaerobik *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) yang bekerja pada Organic Loading Rate (OLR) 4-15 kg COD/ $m^3.hari$ dengan efisiensi penyisihan COD 60-80% (Lettinga & Hulshoff Pol, 1991), dilanjutkan proses *polishing* pada reaktor aerobik (*extended aeration*) dengan rasio F/M 0,1-0,3 kg BOD/kg MLVSS.hari dan waktu tinggal hidraulik 12-24 jam untuk menyisihkan sisa BOD/COD.

Lumpur biologis (*mixed liquor*) dipisahkan dari air olahan pada klarifier sekunder dengan beban permukaan 16-32 m³/m².hari, kemudian air olahan didesinfeksi melalui klorinasi sebelum dibuang menuju badan air penerima sesuai baku mutu yang berlaku. Lumpur yang dihasilkan dari unit DAF/sedimentasi primer maupun klarifier sekunder dialirkan menuju unit *sludge thickener* dan *dewatering* (*filter press/belt press*) untuk mengurangi kadar air lumpur hingga ≤75%, menghasilkan lumpur kering yang siap ditangani lebih lanjut.

Kapasitas desain IPAL ditentukan dengan menambahkan faktor *overdesign* dan cadangan kapasitas sebesar 20% terhadap debit air limbah basis teoritis untuk mengantisipasi fluktuasi debit puncak dan penambahan beban di masa mendatang, yaitu Kapasitas desain = 8,048 x 1,2 = 9,657 m³/jam. Produksi lumpur biologis dihitung menggunakan pendekatan rendemen lumpur (*sludge yield*) terhadap COD yang berhasil disisihkan, mengikuti persamaan:

$$\text{Produksi lumpur kering (dry solids)} = Y \times (\text{Beban COD} \times \text{Efisiensi Penyisihan})$$

Dengan Y adalah rendemen lumpur sebesar 0,4 kg SS/kg COD removed (Metcalf & Eddy, 2003) dan efisiensi penyisihan COD keseluruhan sistem (anaerobik+aerobik) sebesar 90%. Substitusi nilai memberikan COD yang disisihkan = 28,17 x 0,9 = 25,35 kg COD/jam, sehingga produksi lumpur kering (*dry solids*) = 0,4 x 25,35 = 10,14 kg/jam.

Padatan kering (*dry solids*) tersebut selanjutnya dikonversi menjadi massa lumpur basah pada berbagai tahap penanganan menggunakan hubungan kadar air (*moisture content*), yaitu

$$\text{Massa Lumpur} = \frac{\text{Dry solids}}{1 - \text{kadar air}}$$

Pada keluaran klarifier sekunder sebelum thickening, lumpur biologis umumnya masih memiliki kadar air sekitar 95% (Metcalf & Eddy, 2003), sehingga:

$$\text{Massa Lumpur Basah} = \frac{10,14}{1 - 0,95} = 202,81 \text{ kg/jam}$$

Setelah melalui unit thickening dan dewatering (*filter press/belt press*) hingga kadar air turun menjadi 75% sesuai kriteria desain.

$$\text{Massa Lumpur Kering} = \frac{10,14}{1 - 0,75} = 40,56 \text{ kg/jam}$$

Yang selanjutnya dikelola sebagai limbah padat.

Tabel 4.6. Baku Mutu Efluen IPAL

No	Parameter	Baku Mutu (Indikatif)	Satuan
1	pH	6,0 - 9,0	-
2	BOD5	≤100 - 150	mg/L

No	Parameter	Baku Mutu (Indikatif)	Satuan
3	COD	$\leq 200 - 300$	mg/L
4	TSS	≤ 100	mg/L
5	Minyak & Lemak	$\leq 5 - 10$	mg/L
6	Suhu	≤ 38 (deviasi maks. +3 dari suhu ambien)	°C

Rentang baku mutu bersifat indikatif dengan mengacu pada Peraturan Menteri LHK No. P.5/2014 dan Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2021, dan wajib dikonfirmasi kepada Dinas Lingkungan Hidup setempat pada tahap penyusunan dokumen AMDAL/UKL-UPL karena dapat mengacu pada baku mutu spesifik kategori industri maupun Peraturan Daerah yang ketat.

4.7.3. Pengendalian Limbah Gas dan Emisi Udara

Sumber emisi gas pabrik terdiri atas emisi CO₂ biogenik hasil reaksi netralisasi dan fermentasi, serta gas buang cerobong *boiler* (*flue gas*) hasil pembakaran bahan bakar Industrial Diesel Oil. Reaksi netralisasi pada Reaktor Asidifikasi (T-105) menggunakan kalsium karbonat (CaCO₃) sebagai agen penetral untuk menjaga pH optimum fermentasi *Lactobacillus*, sehingga terjadi pelepasan CO₂ melalui reaksi asam-basa antara CaCO₃ dengan asam laktat/asam organik terlarut. Karbon pada reaksi tersebut bersumber dari CaCO₃ dan dari asam organik yang keduanya berasal dari siklus karbon terbarukan (molase dan batu kapur alami), sehingga emisi CO₂ yang dihasilkan diklasifikasikan sebagai emisi biogenik, bukan emisi dari bahan bakar fosil. Emisi CO₂ dari reaksi netralisasi tersebut diestimasi sebesar 235,71 kg/jam, yang apabila dikalikan dengan jam operasi tahunan (7.920 jam/tahun) setara dengan 1.866,83 ton/tahun, jauh di bawah ambang wajib pelaporan Gas Rumah Kaca sebesar 25.000 ton CO₂/tahun menurut Peraturan Presiden No. 98 Tahun 2021 tentang Nilai Ekonomi Karbon.

Gas buang cerobong *boiler* dihitung berdasarkan neraca massa pembakaran bahan bakar dengan udara, mengikuti persamaan kesetimbangan massa:

$$m_{\text{gas buang}} = m_f + m_{\text{udara}}$$

$$m_{\text{udara}} = m_f \times \text{AFR} \times (1 + \text{excess air})$$

Kebutuhan bahan bakar sebesar $m_f = 946,77$ kg/jam dikalikan dengan rasio udara pembakaran teoritis (Air to Fuel Ratio, AFR) sebesar 14,3 kg udara/kg bahan bakar untuk bahan bakar cair jenis IDO (Perry & Green, 2008), kemudian dikalikan faktor kelebihan udara (*excess air*) sebesar 20% yang banyak diterapkan pada *boiler fire tube* berbahan bakar cair untuk

menjamin pembakaran sempurna, sehingga:

$$m_{\text{udara}} = 946,77 \times 14,3 \times 1,2 = 16.246,50 \text{ kg/jam}$$

$$m_{\text{gas buangan}} = m_f + m_{\text{udara}}$$

$$m_{\text{gas buangan}} = 946,77 + 16.246,50 = 17.193,27 \text{ kg/jam}$$

Cerobong dirancang dengan tinggi minimum 20 meter mengikuti prinsip *Good Engineering Practice* dan Kepmen LH No. 13/MENLH/3/1995, dengan tujuan agar gas buang terdispersi secara memadai ke atmosfer sebelum mencapai zona pernapasan manusia di sekitar pabrik, dan wajib dilengkapi lubang sampling emisi (*port sampling*) pada ketinggian yang memenuhi ketentuan sesuai SNI 19-7117.6-2005 untuk keperluan pemantauan kualitas udara emisi secara berkala oleh laboratorium terakreditasi.

Tabel 4. 13 Baku Mutu Emisi

No	Parameter	Baku Mutu (Indikatif)	Satuan
1	Partikulat (Total Suspended Particulate)	≤ 150	mg/Nm ³
2	Sulfur Dioksida (SO ₂)	≤ 800	mg/Nm ³
3	Nitrogen Oksida (NO _x sebagai NO ₂)	≤ 1.000	mg/Nm ³
4	Karbon Monoksida (CO)	≤ 600	mg/Nm ³
5	Opasitas	≤ 20	%

Baku mutu emisi tersebut bersifat indikatif mengacu pada baku mutu emisi sumber tidak bergerak untuk ketel uap berbahan bakar minyak, dan wajib dikonfirmasi terhadap PermenLHK yang berlaku serta Peraturan Daerah setempat pada tahap penyusunan dokumen lingkungan, karena baku mutu emisi dapat bervariasi tergantung kapasitas termal *boiler* dan tahun instalasi. Pemantauan emisi dilakukan secara berkala minimum enam bulan sekali oleh laboratorium terakreditasi Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan, dengan hasil dilaporkan melalui sistem pelaporan elektronik sesuai ketentuan yang berlaku.

4.8. Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup

Keselamatan kerja merupakan hal penting dari perlindungan tenaga kerja yang berkaitan dengan alat kerja, mesin, bahan, proses pengolahan, tempat kerja dan lingkungannya, serta cara pengerjaannya. Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja sebagai dasar hukum penerapan K3 di Indonesia telah diperkuat dengan keluarnya Undang-Undang Nomor 36 Tahun 2009 tentang Kesehatan di mana pada Pasal 164–165 tentang Kesehatan Kerja

dinyatakan bahwa semua tempat kerja wajib menerapkan upaya kesehatan baik sektor formal maupun informal. Sistem manajemen K3LH juga mengacu pada standar internasional ISO 45001:2018 dan standar lingkungan ISO 14001:2015 (Peters & Timmerhaus, 2003).

Tujuan keselamatan kerja antara lain:

- Agar setiap pegawai mendapat jaminan keselamatan dan kesehatan kerja yang baik secara fisik, sosial, dan psikologis.
- Agar setiap perlengkapan dan peralatan kerja digunakan selektif.
- Agar semua hasil produksi dipelihara keamanannya.
- Agar adanya jaminan atas pemeliharaan dan peningkatan kesehatan gizi pegawai.
- Agar meningkatkan kegairahan, keserasian kerja, dan partisipasi kerja.
- Agar terhindar dari gangguan kesehatan disebabkan oleh lingkungan / kondisi kerja.
- Agar setiap pegawai merasa aman dan terlindungi dalam bekerja.

Izin keselamatan kerja dibuat agar meyakinkan bahwa setiap pekerjaan yang dapat menimbulkan bahaya dapat dikerjakan dengan nyaman tanpa menimbulkan hal-hal yang tidak diinginkan. Jenis-jenis pekerjaan yang memerlukan izin keselamatan kerja meliputi: pekerjaan yang mengandung unsur radiasi/radioaktif, pekerjaan bertekanan tinggi (pembongkaran/pembersihan peralatan), pekerjaan yang menimbulkan panas atau api (*welding, grinding, cutting, drilling*), dan pekerjaan untuk memasuki vessel atau tangki.

Adapun tindakan pencegahan yang dilakukan oleh perusahaan adalah:

- Penyediaan alat pencegah kebakaran dan kebocoran: fasilitas fire hydrant pada tempat strategis dan *portable firefighting equipment* di setiap ruangan.
- Pemberian penerangan, latihan, dan pembinaan agar setiap pekerja mengetahui cara melakukan pencegahan jika terjadi kecelakaan atau kebakaran.
- Pemberian penerangan mengenai pertolongan pertama pada kecelakaan.

Menurut Yuliandi dan Ahman (2019), perlengkapan *safety* karyawan meliputi:

- **Face Shield**



Gambar 4. 3 Gambar Face Shield

Sumber: MSA Safety, 2026

Face shield yang ditunjukkan pada Gambar digunakan sebagai pelindung tambahan pada wajah dari percikan bahan kimia selama proses pengenceran,

pencampuran, maupun pemindahan bahan kimia korosif. Face shield digunakan bersamaan dengan *safety goggles* untuk memberikan perlindungan yang lebih optimal.

- ***Safety goggles***



Gambar 4. 4 *Safety Goggles*
(Sumber: *Safety World*, 2026)

Safety goggles seperti yang ditunjukkan pada Gambar digunakan untuk melindungi mata dari percikan bahan kimia, debu, maupun partikel selama proses pretreatment, hidrolisis, penyesuaian pH, dan penanganan bahan kimia seperti asam sulfat (H_2SO_4) dan natrium hidroksida (NaOH).

- ***Wearpack***



Gambar 4. 5 *Wearpack*
(Sumber: *Grow Rich Indo*, 2026)

Wearpack yang ditunjukkan pada Gambar berfungsi melindungi tubuh pekerja dari kontak langsung dengan bahan kimia, percikan cairan proses, serta kontaminan selama kegiatan operasi dan pemeliharaan peralatan di area produksi.

- ***Safety shoes***



Gambar 4. 6 *Safety Shoes*
(Sumber: *Safety World*, 2026)

Safety shoes pada Gambar digunakan untuk melindungi kaki pekerja dari risiko tertimpa material atau peralatan, terpeleset akibat lantai yang licin, serta kontak dengan bahan kimia yang mungkin tumpah selama proses produksi.

- **Bar Muff/Ear Plug**



Gambar 4. 7 Ear Muffs

(Sumber: Safetoe, 2026)

Ear muffs yang ditunjukkan pada Gambar digunakan pada area dengan tingkat kebisingan tinggi, seperti di sekitar pompa, blower, kompresor, dan utilitas lainnya, sehingga dapat mengurangi risiko gangguan pendengaran akibat paparan kebisingan secara terus-menerus.

- **Safety helmet**



Gambar 4. 8 Safety Helmet

Sumber: MSA Safety, 2026

Safety helmet pada Gambar digunakan untuk melindungi kepala pekerja dari benturan maupun kejatuhan benda ketika bekerja di area proses, utilitas, gudang penyimpanan bahan baku, maupun saat melakukan inspeksi dan perawatan peralatan.

- **Masker/Respirator**



Gambar 4. 9 Masker

Sumber: MSA Safety, 2026

Masker atau respirator yang ditunjukkan pada Gambar digunakan untuk melindungi saluran pernapasan dari debu, aerosol, maupun uap bahan kimia selama proses penanganan bahan kimia, penyesuaian pH, serta kegiatan pembersihan dan pemeliharaan peralatan. Khususnya di area penanganan H_2SO_4 pada tangki asidifikasi T-105 dan pompa dosing P-108.

- Sarung tangan kimia (*Chemical Resistant Gloves*)



Gambar 4. 10 Sarung Tangan Kimia
(Sumber: *Safety World*, 2024)

Chemical resistant gloves seperti yang ditunjukkan pada Gambar digunakan untuk melindungi tangan pekerja dari kontak langsung dengan bahan kimia korosif, seperti asam sulfat (H_2SO_4) dan natrium hidroksida (NaOH), selama proses penanganan bahan baku, penyesuaian pH, pembersihan peralatan (CIP), pengambilan sampel di pabrik asam laktat.

Dalam aspek lingkungan hidup, pabrik wajib memiliki dokumen AMDAL yang telah mendapat persetujuan dari instansi lingkungan hidup sesuai UU No. 32 Tahun 2009. Dokumen AMDAL mencakup Rencana Pengelolaan Lingkungan (RKL) dan Rencana Pemantauan Lingkungan (RPL) dilaporkan kepada instansi berwenang setiap enam bulan.

4.9. Instrumentasi

Sistem instrumentasi dan pengendalian proses pada pabrik asam laktat ini menggunakan arsitektur DCS (*Distributed Control System*) yang memungkinkan pemantauan dan pengendalian seluruh variabel proses secara terpusat dari ruang kontrol dengan operator workstation dan large screen display. Setiap loop pengendalian pada dasarnya tersusun atas empat elemen, yaitu *sensor/transmitter* yang mengukur variabel proses, kontroler yang membandingkan nilai terukur dengan set point, elemen kendali akhir (*control valve*) yang mengoreksi penyimpangan, serta indikator yang menampilkan nilai variabel kepada operator, mengikuti notasi dan simbol instrumen standar ISA-S5.1. Instrumen-instrumen yang digunakan sebagai berikut.

1. FC (*Flow Control*)

Flow Control (FC) merupakan sistem pengendalian yang berfungsi untuk mengatur dan mempertahankan laju alir fluida agar tetap sesuai dengan nilai *set point* yang ditetapkan (Coughanowr, 1991). Sistem ini bekerja menggunakan *flow transmitter* (FT) sebagai sensor utama yang mengukur laju alir aktual secara kontinu, dipadukan dengan *Flow Indicator* (FI) untuk pembacaan lokal di lapangan dan *Flow Indicating Controller* (FIC) di ruang kendali yang mengeluarkan sinyal koreksi menuju elemen kendali akhir berupa *control valve* (FCV).

Dalam proses produksi asam laktat, pengendalian laju alir sangat penting diterapkan pada aliran umpan molase ke tangki pengenceran T-102 (FIC-101/FCV-101) untuk menjaga konsentrasi sukrosa pada 1,2 mol/L (Amaya-Delgado et al., 2006), aliran umpan ke reaktor R-101 (FIC-102/FCV-102), serta aliran dosing H₂SO₄ ke tangki asidifikasi T-105. Pompa sentrifugal P-102 dirancang dengan laju alir desain $Q_F = 0,000284 \text{ m}^3/\text{s}$ pada bilangan Reynolds $N_{Re} = 12.052$ (turbulen) (Peters & Timmerhaus, 2003).

2. LC (Level Control)

Level Control (LC) merupakan sistem pengendalian yang berfungsi untuk menjaga tinggi permukaan cairan dalam vessel, tangki, atau alat proses agar tetap berada pada rentang nilai yang ditetapkan sehingga operasi proses dapat berjalan secara aman dan stabil (Stephanopoulos, 1984). Sistem ini bekerja menggunakan level *transmitter* (LT) yang mengukur ketinggian cairan secara kontinu, dengan pembacaan lokal melalui Level Indicator (LI) dan pengendalian otomatis melalui Level Indicating Controller (LIC) yang mengatur bukaan *valve* keluaran tangki. Penerapan Level Control sangat penting terutama pada tangki penyimpanan molase T-101 (volume desain 313,09 m³, diameter 6 m, tinggi shell 10,8 m) (Brownell & Young, 1959) untuk mencegah kondisi *overflow* maupun *dry run* pada pompa, serta pada seluruh tangki proses T-102 hingga T-105. Sebagai lapisan proteksi tambahan di luar LIC, dipasang *Alarm Level Alarm High* (LAH) dan *Level Alarm Low* (LAL) yang akan memberi peringatan kepada operator sebelum kondisi level mencapai batas trip interlock.

3. TC (Temperature Control)

Temperature Control (TC) merupakan sistem pengendalian yang berfungsi untuk menjaga suhu operasi agar tetap berada pada nilai *set point* yang ditetapkan, di mana suhu merupakan variabel proses yang paling kritis (Coughanowr, 1991). Sensor suhu yang digunakan berupa thermocouple atau Resistance Temperature Detector (RTD), dengan pembacaan lokal melalui Temperature Indicator (TI) dan pengendalian otomatis melalui Temperature Indicating Controller (TIC) yang mengatur laju alir media pemanas/pendingin. Dalam proses produksi asam laktat, pengendalian suhu diterapkan pada:

- Reaktor hidrolisis R-101 yang beroperasi isothermal pada 50 °C (Amaya-Delgado et al., 2006): TIC-101 mengendalikan laju alir air pendingin ke HE-101 (laju alir = 641,33 kg/jam; LMTD = 10,82 °C; $A \text{ tersedia} = 20,31 \text{ m}^2 \geq A \text{ required} = 17,65 \text{ m}^2$ - Kern, 1950).
- Reaktor fermentasi batch R-102 yang beroperasi pada 40 °C (suhu optimum pertumbuhan *Lactobacillus*) melalui TIC-102 yang mengatur laju alir air pendingin jaket reaktor.

- Evaporator vakum EV-101: TI-EV1 dan TI-EV2 memantau suhu bubble point pada *Effect I* (65,49 °C pada 187,5 mmHg) dan *Effect II* (110,49 °C pada 150 mmHg) yang berkaitan langsung dengan tekanan vakum operasi (McCabe, Smith & Harriott, 2005).

Selain kontrol normal, dipasang *Temperature Alarm High/Low* (TAH/TAL) pada reaktor-reaktor tersebut sebagai lapisan proteksi terhadap risiko *runaway reaction* maupun kegagalan sistem pendingin.

4. PC (*Pressure Control*)

Pressure Control (PC) merupakan sistem pengendalian yang berfungsi untuk menjaga tekanan operasi pada evaporator vakum EV-101 (187,5 mmHg *Effect I* dan 150 mmHg *Effect II*), sistem *boiler*, dan sistem udara tekan. *Pressure Indicator* (PI) menampilkan pembacaan tekanan lokal, sedangkan *Pressure Indicating Controller* (PIC-101/PIC-102) bersama pompa vakum (VP-101) memastikan kondisi vakum operasi terjaga agar tercapai *Steam economy* = 0,929 kg uap/kg *Steam* dan menghasilkan produk asam laktat 90% dengan laju 523,77 kg/jam (Kern, 1950; McCabe et al., 2005). Elemen kendali akhir berupa *Pressure Control Valve* (PV-101) pada saluran menuju kondensor barometrik menjadi *final control element* yang mengoreksi penyimpangan tekanan vakum sesuai perintah PIC.

5. AC/pH C (*Analyzer/pH Control*)

Analyzer Control (AC), khususnya *pH Control*, diterapkan pada Reaktor Fermentasi R-102 dan Tangki Asidifikasi T-105 karena aktivitas *Lactobacillus* dan pelepasan asam laktat bebas dari kalsium laktat sangat sensitif terhadap perubahan pH. Sensor pH (AE) mengirim sinyal ke *Analyzer Indicating Controller* (AIC) yang mengatur laju dosing larutan basa/asam menuju *set point* pH optimum, dengan *Analyzer Indicator* (AI) sebagai pembacaan lokal operator. Seluruh instrumen tercantum pada Tabel 4.11 berikut, meliputi notasi ISA-S5.1, lokasi pemasangan, dan fungsi pengendaliannya.

Tabel 4. 14 Kode Tag Instrumen

No	Kode Instrumen	Variabel Dikendalikan	Lokasi/Unit	Fungsi Pengendalian
1	FIC-101 / FCV-101	Laju alir umpan molase	T-102 (Tangki Pengenceran I)	Menjaga konsentrasi sukrosa umpan pada 1,2 mol/L
2	FIC-102 / FCV-	Laju alir umpan	R-101 (Reaktor	Mengatur laju alir

No	Kode Instrumen	Variabel Dikendalikan	Lokasi/Unit	Fungsi Pengendalian
	102	hidrolisis	Hidrolisis)	umpan menuju reaktor
3	FI/FIC (dosing)	Laju alir dosing H ₂ SO ₄	T-105 (Tangki Asidifikasi)	Mengendalikan laju dosing asam sulfat
4	LI/LIC-101, LAH/LAL-101	Level cairan tangki penyimpanan	T-101 (Tangki Molase)	Mencegah <i>overflow</i> & dry run pompa transfer
5	LI/LIC- 102/103/104	Level cairan	T-102, T-103, T-104	Menjaga volume tangki pengenceran & inokulum stabil
6	TI/TIC-101, TAH/TAL-101	Suhu reaksi hidrolisis	R-101 (Reaktor Hidrolisis)	Menjaga suhu isothermal 50 C via HE-101
7	TI/TIC-102, TAH/TAL-102	Suhu fermentasi	R-102 (Reaktor Fermentasi)	Menjaga suhu optimum 40 C pertumbuhan <i>Lactobacillus</i>
8	AI/AIC (pH)-102	pH kultur fermentasi	R-102 (Reaktor Fermentasi)	Menjaga pH optimum pertumbuhan <i>Lactobacillus</i>
9	AI/AIC (pH)-105	pH asidifikasi	T-105 (Tangki Asidifikasi)	Mengendalikan dosing H ₂ SO ₄ untuk pelepasan asam laktat bebas
10	TI-EV1/EV2, PIC-	Suhu & tekanan	EV-101 (Efek I & II)	Menjaga 187,5

No	Kode Instrumen	Variabel Dikendalikan	Lokasi/Unit	Fungsi Pengendalian
	101/102	vakum evaporator		mmHg (65,49 C) & 150 mmHg (110,49 C)
11	TIC-boiler, PIC-boiler	Suhu & tekanan <i>Steam</i>	<i>Boiler</i>	Menjaga suhu 120 C & tekanan 120 kPa <i>Steam</i> distribusi
12	FIC-WTP	Laju alir air baku	Unit Pengolahan Air Baku	Menjaga laju alir dosing koagulan proporsional debit air
13	AI/AIC (pH)-IPAL	pH air limbah	Bak Netralisasi IPAL	Mengendalikan dosing asam/basa menuju pH 6,5-8,5

Semua sinyal dari instrumen lapangan dikirimkan ke DCS melalui sinyal standar 4-20 mA atau komunikasi HART/*Fieldbus*. *Alarm* dan interlock dipasang pada variabel kritis (suhu, tekanan, level, pH) untuk menghentikan proses secara otomatis jika terjadi penyimpangan yang melampaui batas aman (*safety limit*) sesuai standar IEC 61511 untuk *Safety Instrumented System* (SIS) (Peters & Timmerhaus, 2003). Sistem interlock keselamatan ini bekerja independen dari sistem kendali normal (*independent protection layer*) sesuai konsep keselamatan proses berlapis (*layer of protection analysis*), sehingga tetap dapat berfungsi mengamankan pabrik meskipun terjadi kegagalan pada sistem kendali utama (*basic process control system*)