

Modeling Profil Aliran Pulp *Slurry* di Pipa Distribusi Produk Akhir *Bleaching Plant*

Thomson Simanjuntak^a, Baharuddin^b, Idral Amri^c

^aTeknik Kimia, Universitas Riau, Pekanbaru 28291, Indonesia

^bTeknik Kimia, Universitas Riau, Pekanbaru 28291, Indonesia

^cTeknik Kimia, Universitas Riau, Pekanbaru 28291, Indonesia

INFO ARTIKEL

Keywords:

CFD, velocity profile, medium consistency, pulp slurry

*corresponding author:

Email:thomson.simanjuntak6963@grad.unri.ac.id

ABSTRACT

An understanding of the pulp slurries flow is the important step in the piping system design, piping is a means of transporting pulp in all production lines in the pulp and paper industry. Pulp slurries flow is a complex process flow, this is due to the interactions between the different phases and also due to the turbulent characteristic of the flow as well.

In this study, Computerized Fluid Dynamics (CFD) was utilized to develop a model with parameters obtained from the pulp slurry flow in the field to characterized pressure drop and velocity profile in the medium consistency pulp of 10%. CFD modeling uses Ansys Fluent with the Mixture method and the SIMPLE solver algorithm. The fully developed flow is at elevation of $Y = 4.85$ m and at direction of $Z = -2.55$ m and it is turbulent flow characteristics. The pressure drop along the pipe is 68401.2 Pascal.

1. PENDAHULUAN

Serat (*fiber*) memiliki sejarah panjang dan telah banyak digunakan untuk berbagai tujuan seperti bahan baku kertas, anti statis, alat pelindung dan industri tekstil. Bahan serat diperoleh dari tumbuhan yang diproduksi secara kimia, semi kimia atau mekanik. Pada industri *pulp* dan kertas, akhir proses produksi serat berada di kilang pemutihan (*bleaching plant*) dalam bentuk campuran serat dan air. Campuran serat dan air ini dikenal dengan *pulp slurry*, yang dapat didefinisikan sebagai campuran padatan di dalam cairan sebagai larutan suspensi yang kental. Aliran suspensi yang kental ini disebut dengan *slurry flow* (Duffy, 2003, Duffy, 2006).

Aliran (*flows*) dapat dikategorikan menjadi dua jenis, aliran satu fase dan aliran multi fase. *Slurry flows* didefinisikan sebagai aliran dengan gerakan simultan dari dua atau lebih fase yang berbeda, dimana fase mengacu pada keadaan materi (padat, cair atau gas). Aliran cair-gas, aliran gas-padat dan aliran padat-cair adalah contoh aliran multi fase. Aliran padat-cair disebut juga aliran *slurry*. Aliran *slurry* adalah proses yang sangat kompleks untuk dipahami, dirancang dan dianalisis. Aliran *slurry*, cairan disebut sebagai fase yang kontinu dan padatan disebut sebagai fase dispersi (Ventura et al., 2008). Aliran *pulp slurry* dengan komponen suspensi *pulp* tersebut bergantung pada sifat suspensinya yang akan mempengaruhi perilaku aliran, karena adanya gaya antar partikel yang dihasilkan pada konsentrasi medium dan tinggi.

Pemahaman tentang dinamika suspensi merupakan langkah penting di dalam sistem perpipaan karena dalam desain proses, perpipaan merupakan alat transport *pulp* di semua lini produksi. Pemahaman yang baik akan membantu untuk prediksi yang lebih baik dari properti produk akhir, serta keputusan yang benar dalam optimasi desain proses dan pemilihan peralatan. Pemodelan mekanika fluida yang terkait dengan proses *pulp* suspensi

mempertimbangkan konsentrasi serat dari *pulp slurry* tersebut (Lundell et al., 2011). Model yang dikembangkan adalah berdasarkan parameter yang diamati pada aliran suspensi *pulp*, terkait dengan kehilangan tekanan dan kecepatan aliran *pulp* pada konsentrasi *pulp slurry* tertentu.

Aliran *pulp slurry* merupakan suatu aliran proses yang kompleks, hal ini dikarenakan adanya interaksi antara fase yang berbeda dan juga disebabkan karena sifat aliran yang turbulen. Dalam aliran *pulp slurry*, fase cair disebut sebagai fase primer dan fase padat disebut sebagai fase sekunder. Pola aliran padat-cair pada sistem transportasi pipa, pada umumnya adalah aliran suspensi homogen, aliran suspensi heterogen, aliran dasar bergerak atau disebut juga *Moving-Bed Flow* dan aliran dasar tetap atau disebut juga *Stationary-Bed Flow* (Liu, 2017). Partikel padat akan didistribusikan secara merata di penampang pipa pada aliran suspensi homogen atau disebut juga aliran *Pseudo-homogeneous*, regime ini terjadi ketika ukuran partikel relatif halus dan konsentrasi padatan yang rendah serta kecepatan aliran di dalam pipa cukup tinggi dan sangat turbulen. Aliran suspensi heterogen atau disebut juga aliran *Heterogeneous*, regime ini terjadi ketika konsentrasi padatan lebih tinggi dari pada aliran *Pseudohomogeneous* dan partikel padat tersuspensi penuh tetapi tidak terdistribusi secara seragam serta kecepatan aliran di dalam pipa cukup rendah. Aliran *Heterogeneous* selalu menjadi dasar pertimbangan untuk aplikasi aliran campuran padat-cair di dalam pipe. Selanjutnya ketika kecepatan berkurang, partikel padat mulai menumpuk di bagian dasar pipa dan membentuk lapisan-lapisan padat serta bergerak mengikuti aliran, yang dikenal dengan aliran dasar bergerak atau *Moving-Bed Flow*. Partikel padat akan bergerak dengan cara *sliding*, *rolling* dan *saltation*. Gerakan *saltation* merupakan fenomena dimana beberapa partikel pada permukaan lapisan dasar bergerak dengan cara *intermittent* seperti lompatan katak. Pengurangan lebih lanjut terhadap kecepatan *moving-bed flow*, mengakibatkan partikel padatan akan berhenti atau mengendap yang dikenal dengan aliran dasar tetap atau *Stationary-Bed Flow*, aliran yang beroperasi pada kecepatan ini akan menyebabkan penyumbatan aliran di dalam pipa.

Erian et al., 2001, mengusulkan bahwa kecepatan minimum *slurry* terjadi pada kecepatan yang sedikit lebih tinggi daripada kecepatan ketika penurunan tekanan minimum terjadi. Eksperimen dilakukan dengan aliran *slurry* spesies tunggal dari pasir *garnet* dan air melalui pipa bening dengan diameter 1 inci. Kecepatan minimum diukur pada variasi konsentrasi volume padatan yakni 10%, 20% dan 30% dengan menggunakan kamera digital berkecepatan dan resolusi tinggi. Eksperimen dilakukan dengan mengamati dan menghitung kecepatan minimum kritis dari aliran *slurry*, penurunan kecepatan aliran secara bertahap dilakukan dan mengamati kecepatan minimum partikel yang akan memberikan perkiraan kecepatan minimumnya. Menurut eksperimen, kecepatan operasi diusulkan tetap dijaga 0,5 m/s lebih tinggi dari kecepatan minimum (Erian et al., 2001).

Ventura et al., 2008, mempelajari aliran *pulp slurry* dengan beberapa variasi kondisi berbeda yang mempelajari dinamika aliran dari empat jenis suspensi aliran *pulp slurry* yang berbeda, yakni: *pulp* daur ulang, *pulp* kayu jenis *Eucalyptus*, *pulp* kayu jenis pinus dan *pulp* kayu campuran *Eucalyptus* (90%) dengan pinus (10%). Penurunan tekanan diukur menggunakan alat ukur tekanan diferensial, sedangkan kecepatan aliran diperoleh dengan alat *flowmeter* magnetik. Rangkaian eksperimen dilakukan untuk mempelajari pengaruh konsistensi *pulp*, kecepatan aliran rata-rata, diameter pipa dan bahan pipa untuk setiap jenis suspensi *pulp slurry* penurunan tekanan atau *head loss* (Ventura et al., 2008).

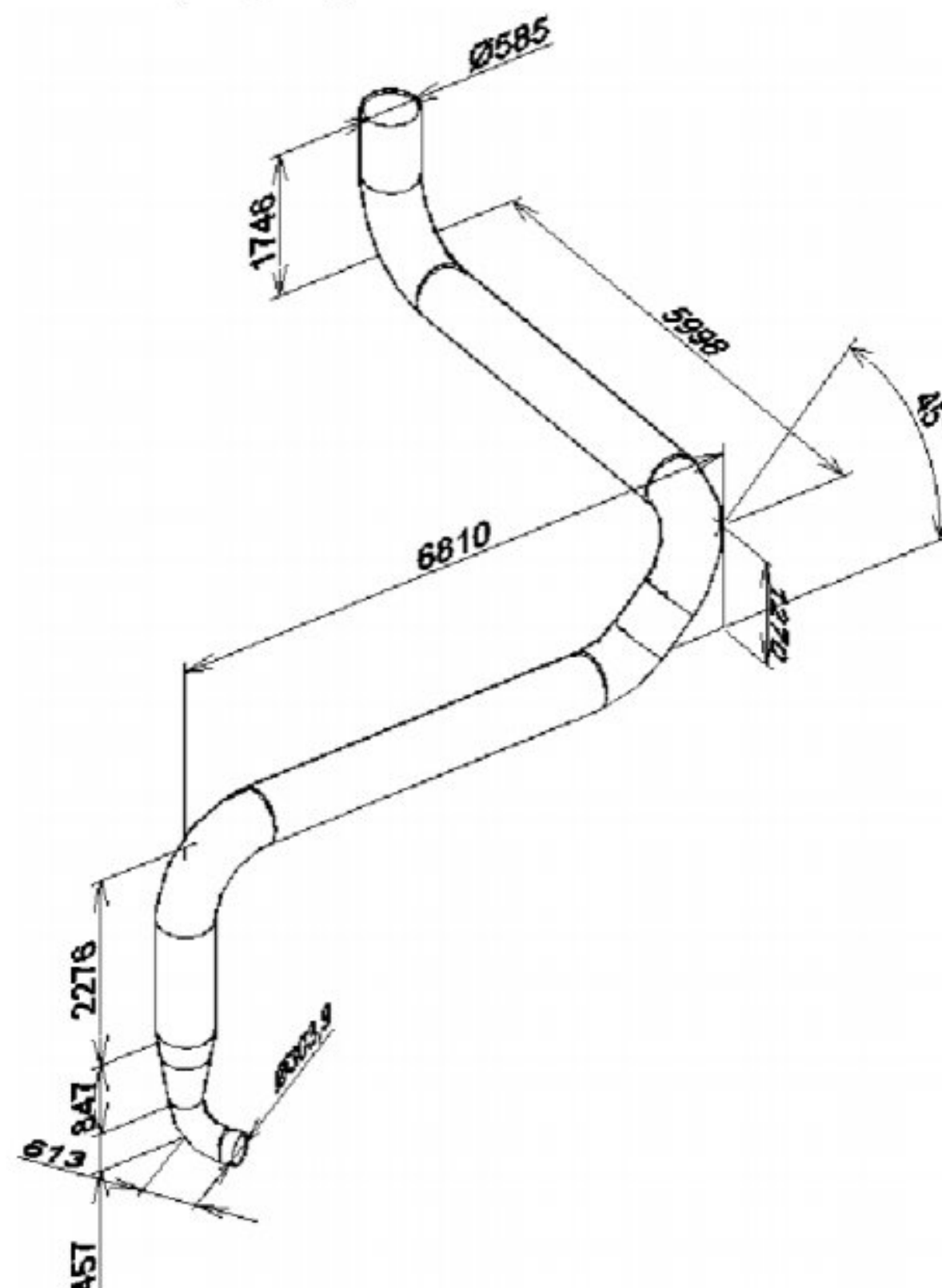
Cotas et al., 2015, melakukan modeling *Computational Fluid Dynamics* (CFD) aliran *pulp slurry* dengan pendekatan model aliran suspensi homogen atau *pseudo-homogeneous*. Model dikembangkan dengan variasi konsistensi *pulp* terhadap aliran *pulp slurry*, model tersebut memperoleh hasil dalam perhitungan penurunan tekanan aliran suspensi *pulp slurry* (Cotas et al., 2015). Dalam penelitian ini, motivasi utama penulis adalah mendapatkan lebih

banyak pengetahuan tentang aliran *pulp slurry* dengan memanfaatkan *computerized fluid dynamics* (CFD) yang sangat erat kaitannya dengan sistem transportasi antara peralatan yang berbeda dan unit operasi lainnya. Aliran *pulp slurry* merupakan aliran multi fasa cairan dan padatan dimana terdapat interaksi yang kompleks antara serat selulosa di dalam campuran tersebut. Pengetahuan tentang aliran *pulp slurry* akan memprediksi profil aliran yang akan mengoptimalkan sistem perpipaan sebagai alat transportasi karena hal ini terkait dengan konsumsi energi.

2. METODOLOGI

2.1 Alat dan Bahan

Dalam penelitian ini, alat yang digunakan merupakan *pulp consistency*, *pressure outlet*, pipa distribusi *pulp*, pompa dan motor, *valve*, *pressure transmitter*, *control valve*. Terdapat dua unsur penting yang menjalankan penelitian ini. Pertama adalah perangkat lunak (*software*) yang menjadi alat utama untuk menjalankan semua proses simulasi. Kedua adalah perangkat keras (*hardware*) yang menjadi alat untuk menjalankan perangkat lunak. Perangkat lunak digunakan untuk membuat model 3D pipa distribusi *pulp*, membentuk mesh dari tiap bagian, mengatur kondisi dan metode perhitungan, melakukan perhitungan dan mengolah hasil simulasi. Perangkat lunak yang digunakan AutoCAD 2019 dan Ansys 2022 R2.



Gambar 1. Pipa Distribusi *Pulp Slurry* (dimensi ukuran dalam satuan mm).

Dalam penelitian ini, sampel yang digunakan merupakan *slurry Acacia pulp* dengan 10% *consistency* di unit *Bleaching plant* sebuah pabrik pulp dan kertas di Provinsi Riau. Objek penelitian pada penelitian ini adalah jalur pipa distribusi *slurry pulp* sebagai transport produk akhir dari *bleaching plant* pada Gambar 1. Laju alir *volume inlet*, *pulp consistency* dan *pressure outlet* adalah data parameter di lapangan untuk kemudian sebagai bahan validisasi pada saat simulasi menggunakan Ansys Fluent 2022 R2 *Student Version*.

2.2 Metodologi

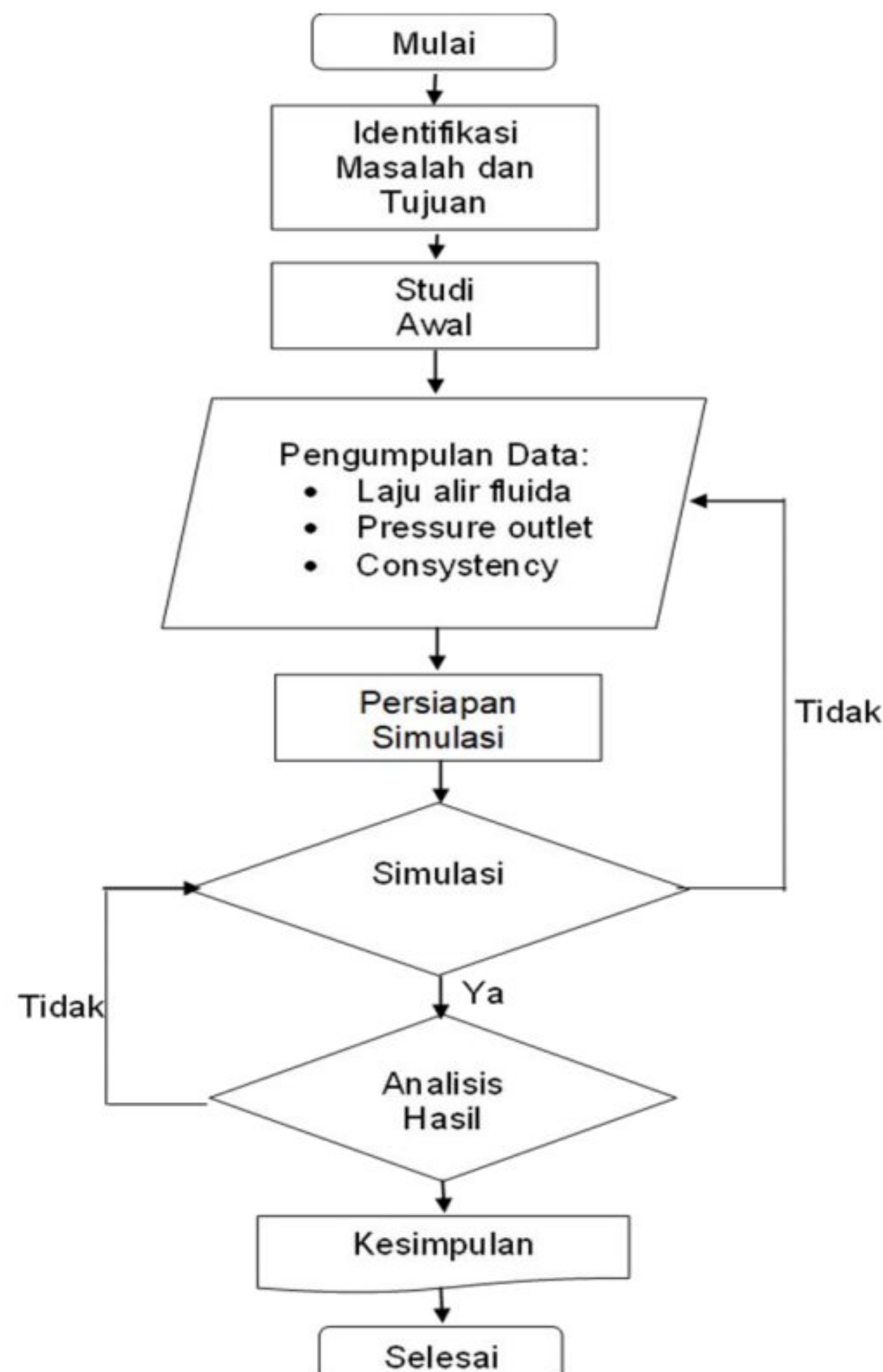
2.2.1 Prosedur Penelitian

Prosedur penelitian seperti pada diagram alir pelaksanaan penelitian pada Gambar 2. Pada prosedur ini semua data primer yang dibutuhkan untuk melakukan simulasi dikumpulkan. Seperti pengukuran dimensi pipa distribusi sebagai objek penelitian untuk menggambar geometri 3D simulasi. Pengumpulan data *inlet slurry pulp flow* serta perhitungan kecepatan aliran yang diperlukan untuk melakukan simulasi menggunakan *software*.

Tabel 1. Data Variabel

Variabel	Data	Unit
<i>Production (Bone Dry)</i>	22 - 23	kg/s
<i>Pressure outlet</i>	12 - 13	Bar g
<i>Consistency (w/w)</i>	10	%

Perhitungan beberapa data yang diperlukan akan dilakukan menggunakan data-data yang diperoleh dari lapangan dijadikan kondisi awal untuk simulasi seperti pada Tabel 1.



Gambar 2. Diagram Alir Pelaksanaan Penelitian

2.2.2 Pemilihan Model

Berdasarkan literature, model Mixture dan Eulerian dapat digunakan untuk memodelkan aliran padat - cair. Bilangan Stokes merupakan parameter yang sangat penting dalam aliran partikel fluida yang digunakan sebagai parameter penting dalam menentukan model multifasa (Crowe et al., 1998). Dengan mempertimbangkan diameter outlet distribusi pipa adalah 0,585 m sebagai skala panjang karakteristik dan 0,00176 m merupakan ukuran partikel dan mensubstitusi semua nilai tersebut ke Persamaan 2.13 akan menghasilkan bilangan Stokes yang kurang dari 1. Aliran padat – cair pada penelitian ini memiliki bilangan Stokes kurang dari 1, maka model yang dipilih adalah model *Mixture* sebagai model pengujian multifasa.

Model *Mixture* dapat memodelkan n fasa (cairan atau partikel) dengan menyelesaikan persamaan momentum, kontinuitas dan energi untuk campuran, persamaan fraksi volume untuk fasa sekunder dan perhitungani aljabar untuk kalkulasi kecepatan relatif suatu fasa. Persamaan kontinuitas yang diselesaikan dalam model Mixture adalah seperti yang ditunjukkan oleh persamaan 1, dimana $\bar{v}_m$ adalah kecepatan massa rata-rata suatu fasa, ρ_m adalah densitas aliran campuran padat – cair dan α_k adalah fraksi volume fasa k.

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_m)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \bar{v}_m) &= 0 \\ \bar{v}_m &= \frac{\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \bar{v}_k}{\rho_m} \\ \rho_m &= \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \end{aligned} \quad (1)$$

Persamaan momentum untuk fluida campuran padat – cair diperoleh dengan menjumlahkan persamaan momentum kedua fasa seperti yang ditunjukkan pada persamaan 2, dimana n adalah jumlah fasa, $\bar{F}$ adalah *body force*, μ_m adalah viskositas fluida campuran padat - cair dan $\bar{v}_{d,k}$ adalah kecepatan *drift* untuk fasa sekunder.

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_m \bar{v}_m)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \bar{v}_m \bar{v}_m) &= -\nabla p + \nabla \cdot [\mu_m (\nabla \bar{v}_m + \nabla \bar{v}_m^T)] + \rho_m \bar{g} + \bar{F} \\ &+ \nabla \cdot \left[\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \bar{v}_{d,k} \bar{v}_{d,k} \right] \\ \mu_m &= \sum_{k=1}^n \alpha_k \mu_k \\ \bar{v}_{d,k} &= \bar{v}_k - \bar{v}_m \end{aligned} \quad (2)$$

Persamaan energi diwakili oleh persamaan 3, dimana k_{eff} adalah konduktivitas efektif, k_t adalah konduktivitas termal turbulensi dan S_E merupakan sumber panas volumetrik lainnya.

$$\frac{\partial}{\partial t} \sum_{k=1}^n (\alpha_k \rho_k E_k) + \nabla \cdot \sum_{k=1}^n (\alpha_k \bar{v}_k (\rho_k E_k + p)) = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T) + S_E \quad (3)$$

$$k_{eff} = \sum (\alpha_k (k_k + k_t))$$

Model Mixture dapat memodelkan n fasa dengan perhitungan aljabar terhadap kecepatan relatif pada persamaan 4, $\overline{v_{pq}}$ adalah kecepatan slip fasa sekunder relatif terhadap kecepatan fasa primer, c_k adalah fraksi massa dan f_{drag} merupakan fungsi *drag* (fungsi seret fasa sekunder).

$$\overline{v_{pq}} = \overline{v_p} - \overline{v_q}$$

$$c_k = \frac{\alpha_k \rho_k}{\rho_m} \quad (4)$$

$$\overline{v_{d,p}} = \overline{v_{pq}} - \sum_{k=1}^n c_k \overline{v_{qk}}$$

$$v_{pq} = \frac{(\rho_p - \rho_m) d_p^2}{18 \mu_q f_{drag}} \vec{a} - \frac{v_m}{\alpha_p \sigma_D} \nabla \alpha_q$$

Persamaan fraksi volume untuk fasa sekunder seperti yang ditunjukkan oleh persamaan 5 yang diperoleh dari persamaan kontinuitas fasa sekunder.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p) + \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \overline{v_m}) = -\nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \overline{v_{d,p}}) + \sum_{q=1}^n (m_{qp} - m_{pq}) \quad (5)$$

Sedangkan untuk persamaan k dan ε adalah seperti ditunjukkan oleh persamaan 6 dan 7 berikut ini.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_m k) + \nabla \cdot (\rho_m \overline{v_m} k) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_k} \nabla k \right) + G_{k,m} - \rho_m \varepsilon \quad (6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_m \varepsilon) + \nabla \cdot (\rho_m \overline{v_m} \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} (C_{1\varepsilon} G_{k,m} - C_{2\varepsilon} \rho_m \varepsilon) \quad (7)$$

Dimana densitas fluida campuran (ρ_m), kecepatan rata-rata massa ($\overline{v_m}$) dan viskositas turbulen ($\mu_{t,m}$) adalah seperti pada persamaan 8 di bawah ini.

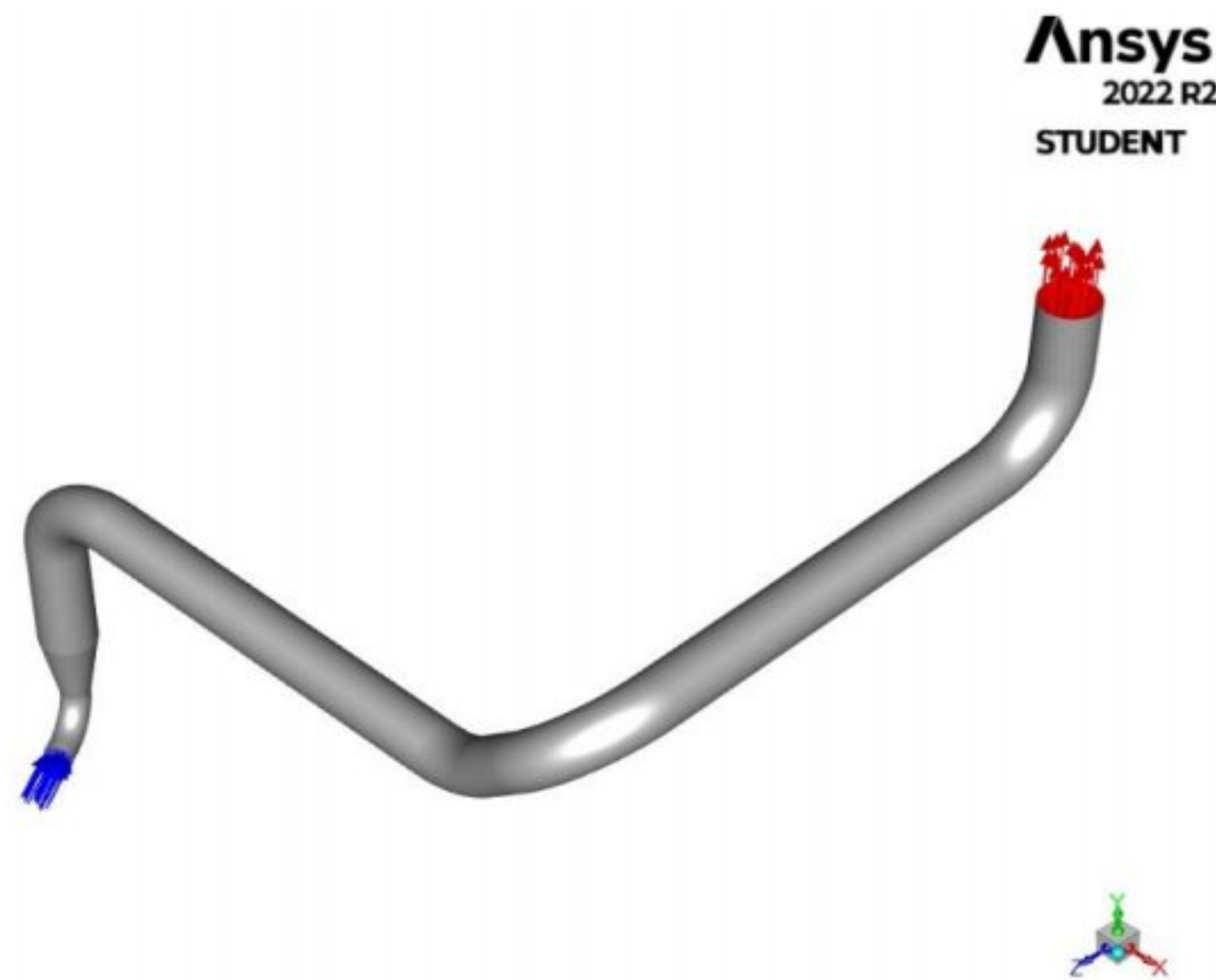
$$\rho_m = \sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i$$

$$\overline{v_m} = \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i \overline{v_i}}{\sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i} \quad (8)$$

$$\mu_{t,m} = \rho_m C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$$

Persamaan di atas merupakan persamaan umum model turbulensi $k - \varepsilon$ dengan pendekatan fungsi dinding (*wall function*) sebagai pilihan model turbulensi dan model Mixture sebagai model multifasa yang dipilih.

2.2.3 Geometri dan Material



Gambar 3. Geometri 3D Pipa Distribusi

Pipa distribusi sebagai objek penelitian diukur lalu digambar di AutoCAD 2019 dalam bentuk geometri 3D, setelah itu di *export* ke *design modeler Ansys Fluent 2022 R2, Student Version*. Bentuk geometri yang telah digambar dan di *export* dapat dilihat pada Gambar 3. Penelitian ini mempelajari aliran padat - cair, air adalah fasa primer dan selulosa adalah fasa sekunder. Material properties pada Tabel 2.

Tabel 2. Material Properties

Material	Densitas (Kg/m ³)	Viskositas (Kg/m.s)
Air (55 °C)	985.65	0.0005
Selulosa	1500	-

2.2.4 Pra-pemrosesan dan Perhitungan Simulasi Ansys Fluent

Pra-pemrosesan adalah langkah pertama dalam melakukan analisis CFD. Membuat geometri, membagi volume menjadi sel diskrit disebut meshing. Kondisi batas akan ditetapkan pada proses meshing, seperti pada Tabel 3.

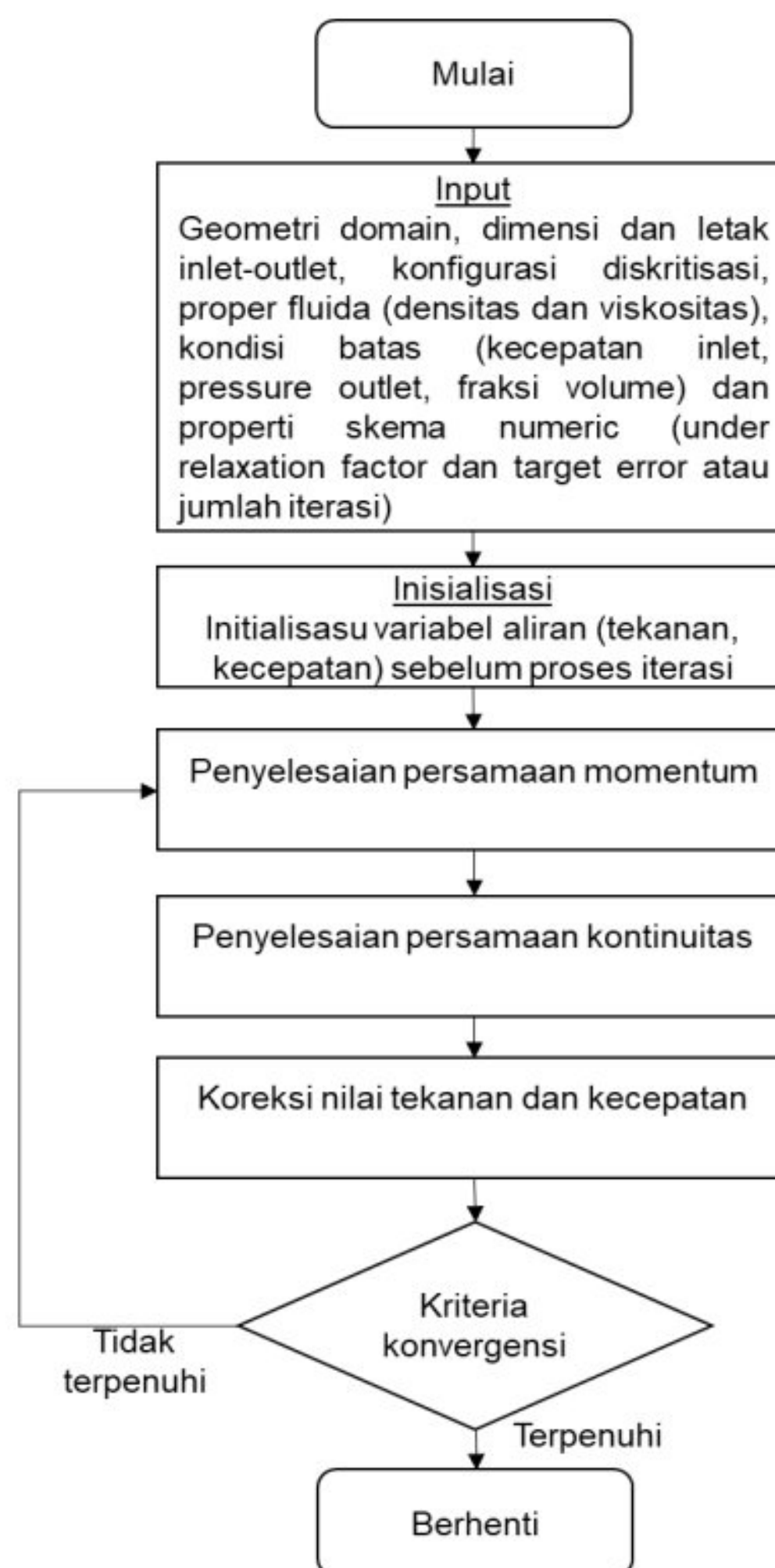
Tabel 3. Kondisi Batas

Deskripsi	Inlet	Outlet	Wall	Volume
Pipa Distribusi	Velocity	Pressure	Wall	Fluid

Meshing yang dihasilkan diunggah ke solver, solver akan membaca *meshing* dan jumlah sel serta *node* yang telah dibuat. *Steady State* digunakan untuk mendapatkan solusi perhitungan. Model Mixture berbasis tekanan (pressure-based) merupakan pilihan untuk pemodelan turbulensi. Model turbulensi *realizable k - ε* dipilih dengan *enhanced wall treatment*. *Velocity inlet* untuk fasa primer (air) ditentukan dari aliran distribusi pipa dan prediksi awal untuk kecepatan fasa sekunder (selulosa) merupakan nilai yang lebih kecil dari kecepatan fasa primer. Fraksi volume awal fasa sekunder ditentukan dan diasumsikan sama dengan nilai outputnya. Untuk fasa campuran, intensitas turbulen dan nilai diameter hidrolis

harus ditentukan, untuk penelitian ini, intensitas turbulen ditentukan dengan nilai standar (*default*) dari Ansys Fluent yaitu 5%.

Algoritma *solver* yang digunakan adalah SIMPLE (*Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equation*), merupakan metode hubungan antara kecepatan dan tekanan untuk mendapatkan nilai konservasi massa dan nilai bidang tekan (Ansys User Guide, 2013), dengan menggunakan diskritisasi orde kedua untuk menyelesaikan pasangan tekanan dan kecepatan (*coupling pressure-velocity*). Faktor *under relaxation* disesuaikan. Konvergensi persamaan umum ditentukan 0,000001. Setelah kondisi dan nilai ditentukan, dilanjutkan dengan *solution initialiaztion* dan persamaan umum diselesaikan secara iteratif. Gambar 4 merupakan algoritma solver SIMPLE yang digunakan pada penelitian ini. Setelah solusi konvergen, kasus dan file data disimpan. File data ini memiliki informasi semua variabel di setiap sel yang ada di volume kontrol. Data dapat dikelola lebih lanjut untuk memperoleh informasi tentang variasi variabel aliran tersebut. Ansys Fluent CFD dapat menyajikan hasil dalam bentuk plot X-Y, plot kontur, tampilan vektor, video dan foto.

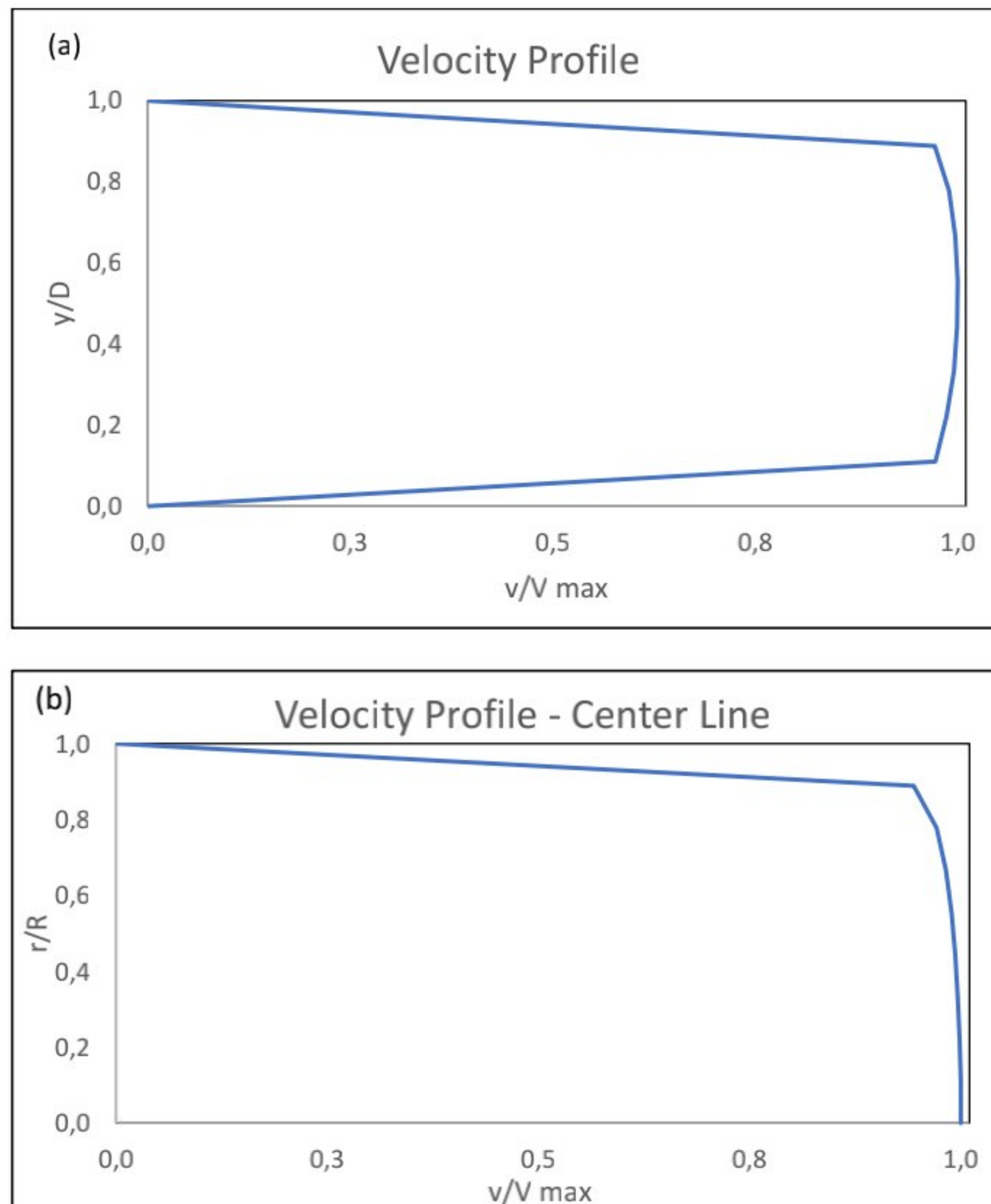


Gambar 4. Algoritma SIMPLE

3. PEMBAHASAN

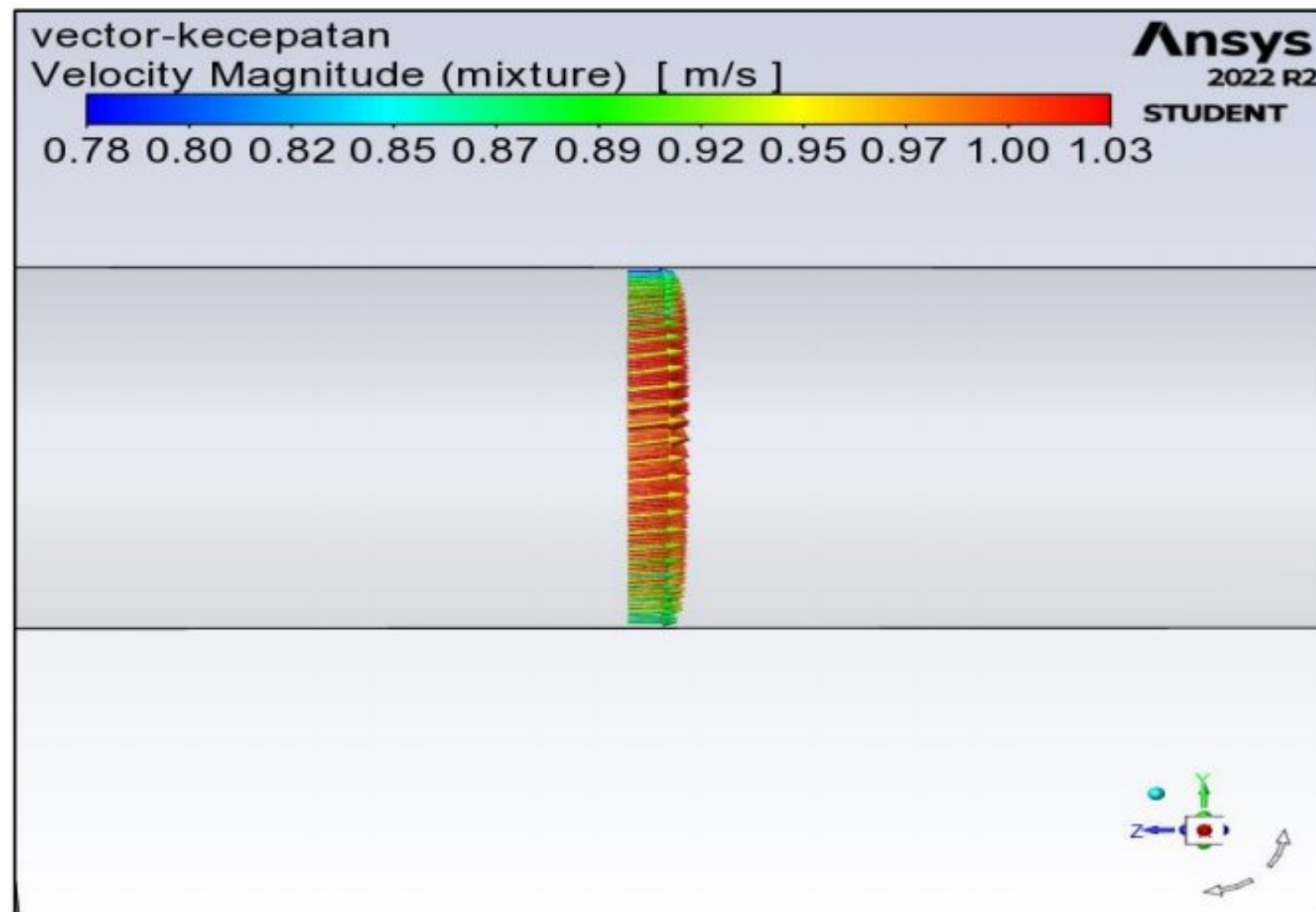
3.1 Profil Kecepatan

Profil kecepatan dibandingkan dengan *power law*, hal ini untuk mengetahui model k-epsilon apakah bekerja dengan baik mengkarakterisasi aliran turbulen sesuai dengan profil *power law*. *Power law* memberikan hubungan eksponen “n” dengan rasio kecepatan rata-rata ($v_{rata-rata}$) terhadap kecepatan garis tengah (v_{max}). Profil kecepatan aliran *slurry* di dalam pipa dan profil kecepatan aliran *slurry* di garis tengah pipa sebagai hasil simulasi CFD Ansys Fluent Gambar 5.



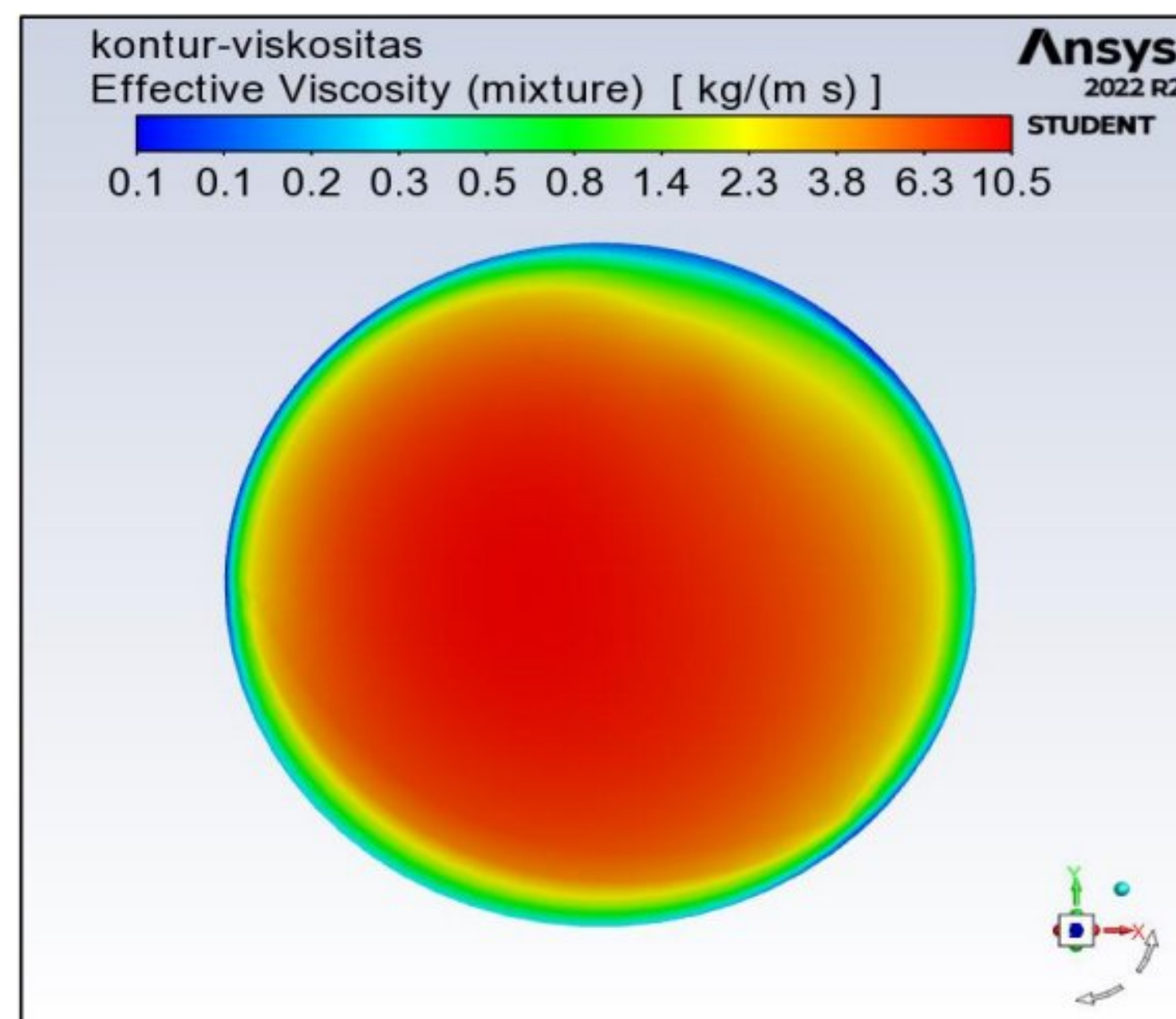
Gambar 5. Profil Kecepatan Hasil Simulasi (a) Profil pada Diameter Penuh Pipa dan (b) Profil pada Setengah Diameter Pipa.

Hasil simulasi Ansys Fluent pada posisi berkembang penuh (*fully developed*) pada Gambar 5. (a) dan (b), dengan kecepatan rata-rata ($v_{rata-rata}$) adalah 0,866 m/s dan kecepatan maximum (v_{max}) adalah 0,975 m/s. Dengan metode empiris *power law*, eksponen “n” adalah 12,16 yang menunjukkan karakteristik aliran pulp *slurry* adalah turbulen. Profil kecepatan dalam aliran turbulen lebih datar di bagian tengah pipa (yaitu di inti turbulen). Kecepatan aliran turun dengan cepat sangat dekat dengan dinding. Hal ini disebabkan oleh difusivitas aliran turbulen (Salama, 2021).



Gambar 6. Besarnya Vektor Kecepatan yang Diperoleh dari Simulasi CFD menggunakan ANSYS.

Vektor kecepatan pada Gambar 6 menampilkan visual distribusi *pulp slurry* di pipa. Karakteristik aliran turbulen dengan bentuk yang tidak datar seperti aliran *plug* (*plug flow*) pada posisi berkembang penuh (*fully developed*) pada bidang y-z. Kecepatan aliran dekat dinding menurun tajam dengan signifikan dan kecepatan maximum 0,975 m/s berada di garis tengah pipa dengan konsistensi rata-rata *pulp slurry* relatif seragam pada 9,0 % pada posisi berkembang penuh tersebut, namun terlihat dari kontur konsistensi bahwa kecenderungan *pulp* atau solid menempati bagian bawah pipa. Viskositas juga mempengaruhi kecepatan aliran *pulp slurry* (Sommerfeld and Lain, 2018).



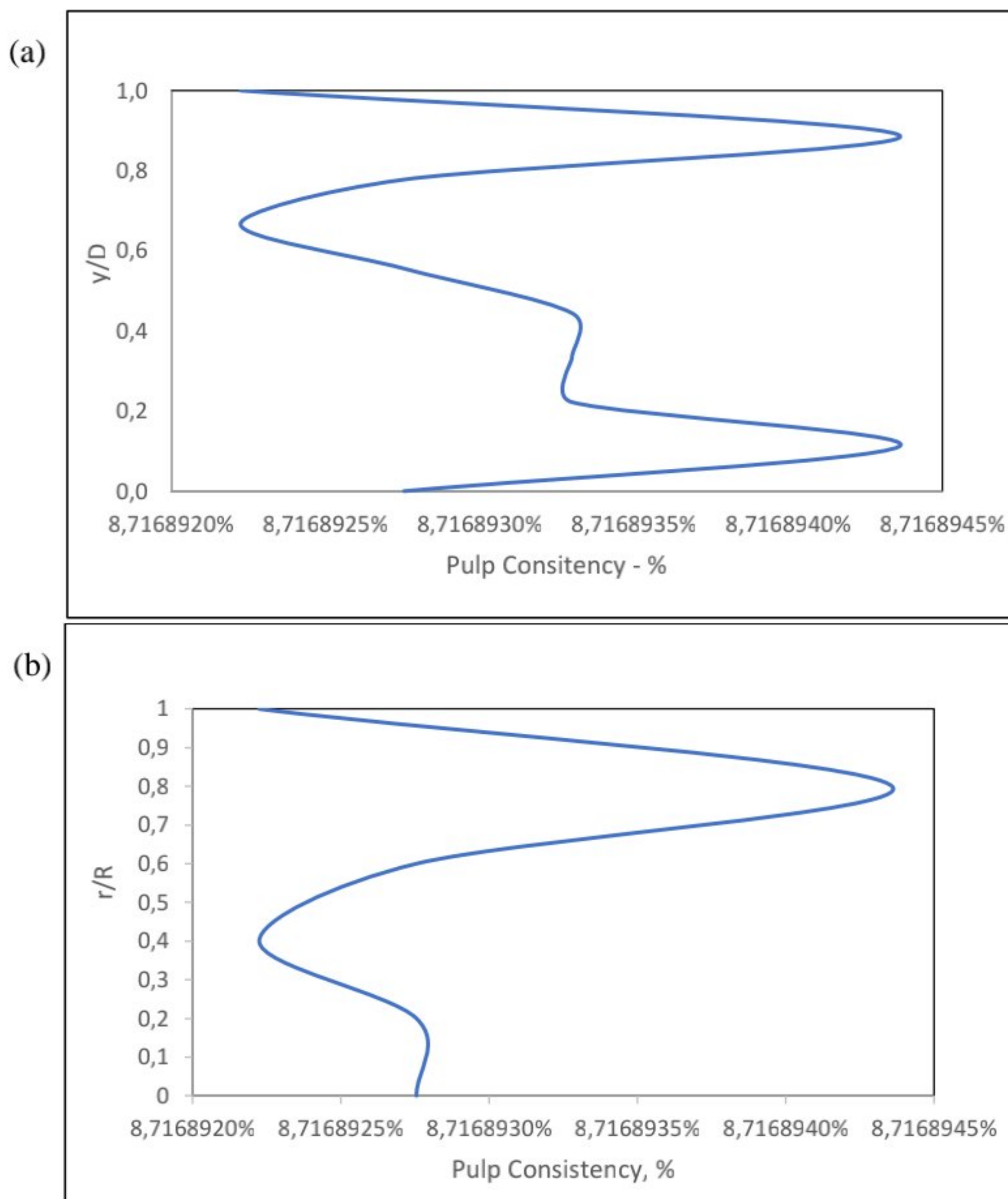
Gambar 7. Kontur Viskositas yang Diperoleh dari Simulasi CFD menggunakan ANSYS.

Viskositas efektif (*effective viscosisty*) fluida adalah analog dengan kecepatan rata-rata fluida. Keduanya bervariasi secara spasial selama aliran fluida dalam kapiler sirkular. Jadi, mirip dengan nilai kecepatan rata-rata, nilai viskositas efektif adalah nilai viskositas perwakilan tunggal untuk aliran fluida di bawah kondisi tertentu (Reyes and Ihle, 2018).

Gambar 7 menunjukkan kontur viskositas yang menampilkan distribusi aliran. Dapat dilihat bahwa profil viskositas dalam fluida non-Newtonian bersifat heterogen karena peningkatan viskositas terjadi dari tengah hingga mendekati dinding pipa dan penurunan bertahap tiba-tiba terjadi di dekat dinding pipa. Hal yang sama juga terjadi pada penelitian Cortada-Garcia, et al., (2017) yang mengamati bahwa profil viskositas dalam fluida non-Newtonian bersifat heterogen karena perilaku *shear thinning* pada tangki berpengaduk (Cortada-Garcia et al., 2017).

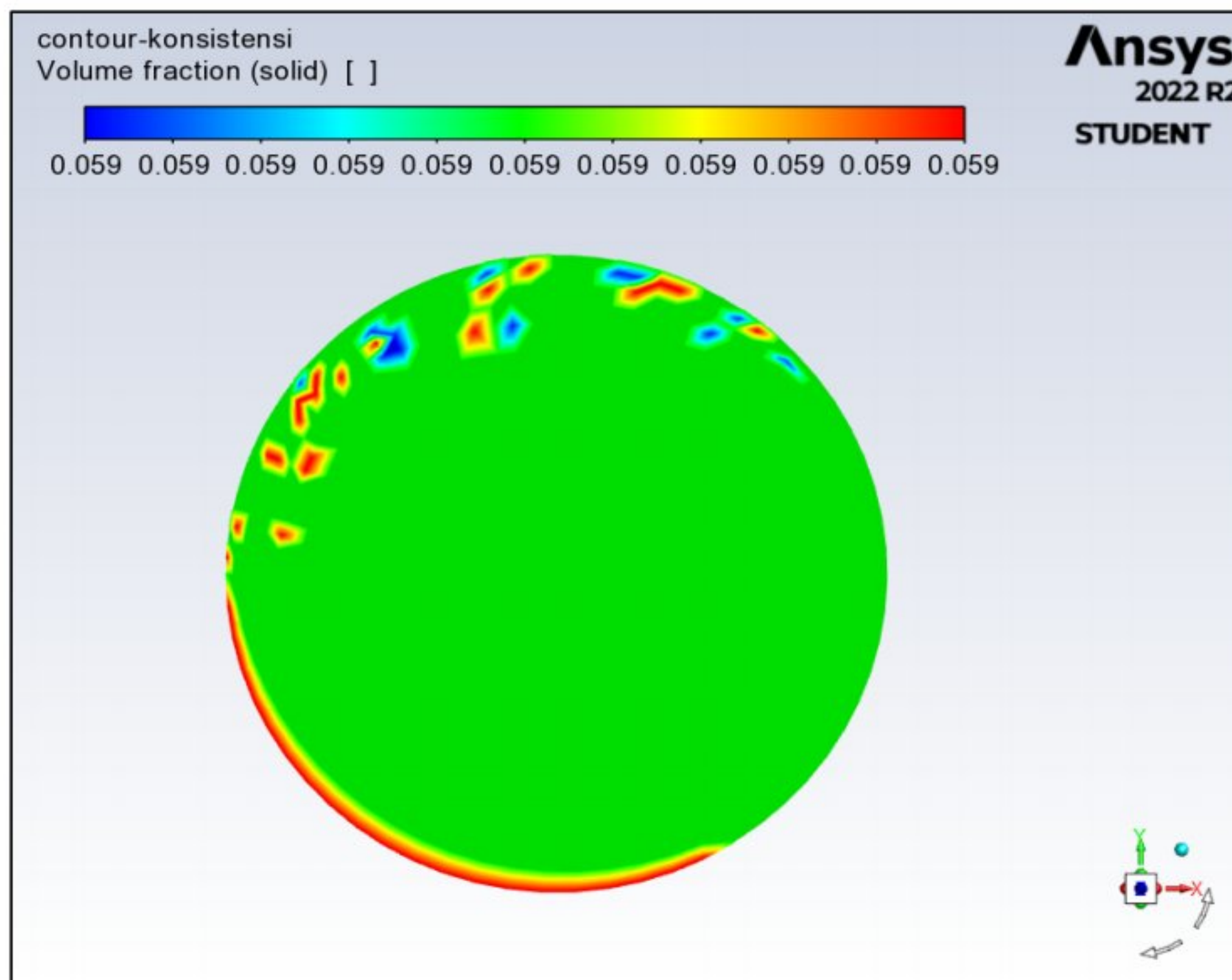
3.2 Profil Konsentrasi

Profil konsentrasi aliran *slurry* di dalam pipa dan kontur konsentrasi aliran *slurry* di garis tengah pipa sebagai hasil simulasi CFD Ansys Fluent Gambar 4.4 (a) dan (b) serta Gambar 8.



Gambar 8. Profil Konsentrasi Hasil Simulasi (a) Profil pada Diameter Penuh Pipa dan (b) Profil pada Setengah Diameter Pipa.

Gambar 8 merupakan profil konsentrasi dari aliran pulp *slurry*. Terdapat perbedaan nilai konsentrasi simulasi dengan nilai awal sekitar 1,29 %, namun profil konsentrasi adalah relatif sama di sepanjang diameter pipa.



Gambar 9. Kontur Konsentrasi.

Kontur konsentrasi aliran pada Gambar 9 mengindikasikan adanya area terkonsentrasi, terutama area yang dekat dengan dinding pipa. Gambar 9 menunjukkan profil konsentrasi tidak seragam dalam aliran, dimana warna merah merepresentasikan nilai maksimum fasa padat campuran, sedangkan warna biru merepresentasikan fasa cair. Akibat pengaruh gravitasi dan gaya sentrifugal, pemisahan zat cair dan partikel padatan dapat diamati dari gambar tersebut. Secara khusus, konsentrasi padatan yang lebih tinggi terutama didistribusikan di bagian bawah pipa, sedangkan nilai yang lebih rendah ada di sepanjang dinding atas. Fenomena pemisahan partikel cair dan padat yang serupa dapat diamati dalam karya Shi et al. (2020) yang mempelajari fenomena kavitas empat fase padat-cair-gas-uap dalam tabung Venturi. Aliran tiga fase cair-padat-padat berkembang penuh di bawah kondisi aliran berputar yang berbeda. Namun, karena adanya gaya sentrifugal dalam aliran berputar, pola fase padat pada aliran berputar tiga fase cair-padat-padat berbeda dengan aliran lurus ($SR = 0$). Secara khusus, permulaan aliran yang berkembang penuh tertunda dari $Z/D = 30$ sampai 50 karena rasio pusaran meningkat dari $SR = 0$ sampai 0,5. Hal ini dapat dijelaskan dengan gaya sentrifugal yang kuat yang diinduksi oleh aliran pusaran di hulu pipa, yang secara signifikan mempengaruhi perkembangan aliran pipa turbulen pada aliran heterogen (Shi et al., 2020).

3.3 Analisa Profil Kecepatan Dan Konsentrasi Aliran Pulp *Slurry*

Terbentuknya profil kecepatan dan konsentrasi pulp *slurry* karena adanya rasio tegangan geser τ (*shear stress*) terhadap laju regangan $\dot{\gamma}$ (*shear rate*) disebut viskositas. Hubungan tegangan geser τ dan laju regangan $\dot{\gamma}$ adalah seperti persamaan berikut.

$$\tau = K\dot{\gamma}^m$$

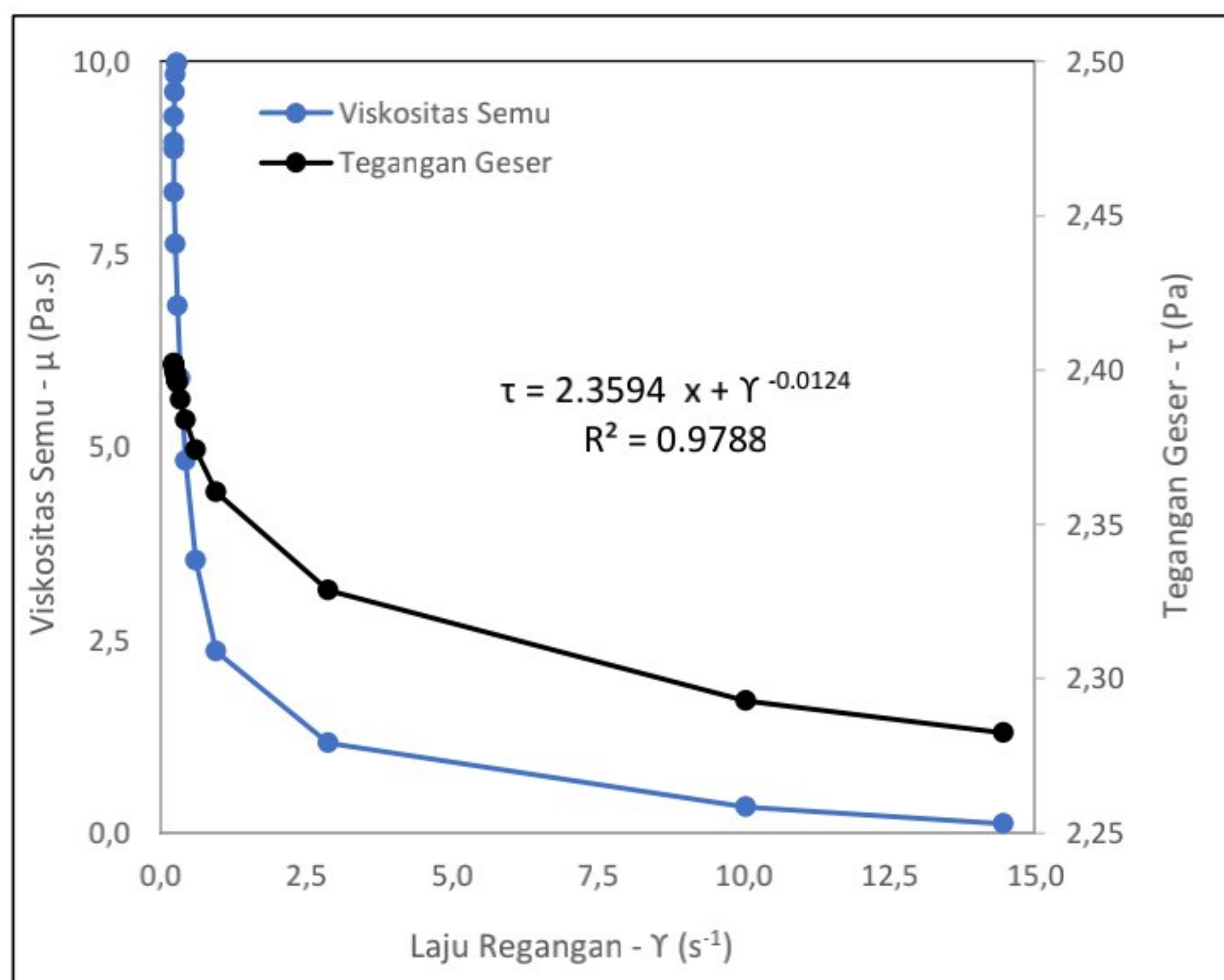
τ merupakan tegangan geser dalam Pa, $\dot{\gamma}$ adalah laju regangan dalam $1/\text{detik}$ (s^{-1}), eksponen “m” merupakan indeks perilaku aliran dan K adalah indeks konsistensi aliran.

Sesuai dengan hukum viskositas Newton, jika indeks perilaku aliran “m” bernilai 1, maka fluida tersebut adalah fluida Newtonian atau nilai $K = \mu$ (viskositas).

Viskositas pulp *slurry* yang tampak dianggap sebagai viskositas fluida Newtonian yang menghasilkan resistansi yang sama. Pada fluida Newtonian, viskositas adalah konstan pada temperatur yang konstan juga sedangkan fluida non Newtonian tergantung pada laju regangan $\dot{\gamma}$, sehingga fluida non Newtonian, eksponen “m” tidak sama dengan 1 dan nilai K tidak sama dengan viskositas μ atau disebut juga persamaan viskositas semu (*apparent viscosity*). Persamaan dibawah ini merupakan persamaan viskositas semu μ_{app} .

$$\mu_{app} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = \left| \frac{K \dot{\gamma}^m}{\dot{\gamma}} \right| = K \dot{\gamma}^{m-1}$$

Fluida non Newtonian, jika laju regangan meningkat maka gesekan antar lapisan akan menurun dan viskositas semu juga akan menurun, fluida ini disebut juga *shear thinning* atau penipisan geser, nilai eksponen “m” lebih kecil dari 1 ($m < 1$) dan jika nilai eksponen “m” lebih besar dari 1 ($m > 1$), disebut *shear thickening* atau penebalan geser, dimana jika laju regangan meningkat maka gesekan antar lapisan akan meningkat dan viskositas semu juga akan meningkat.



Gambar 10. Tegangan Geser dan Laju Regangan.

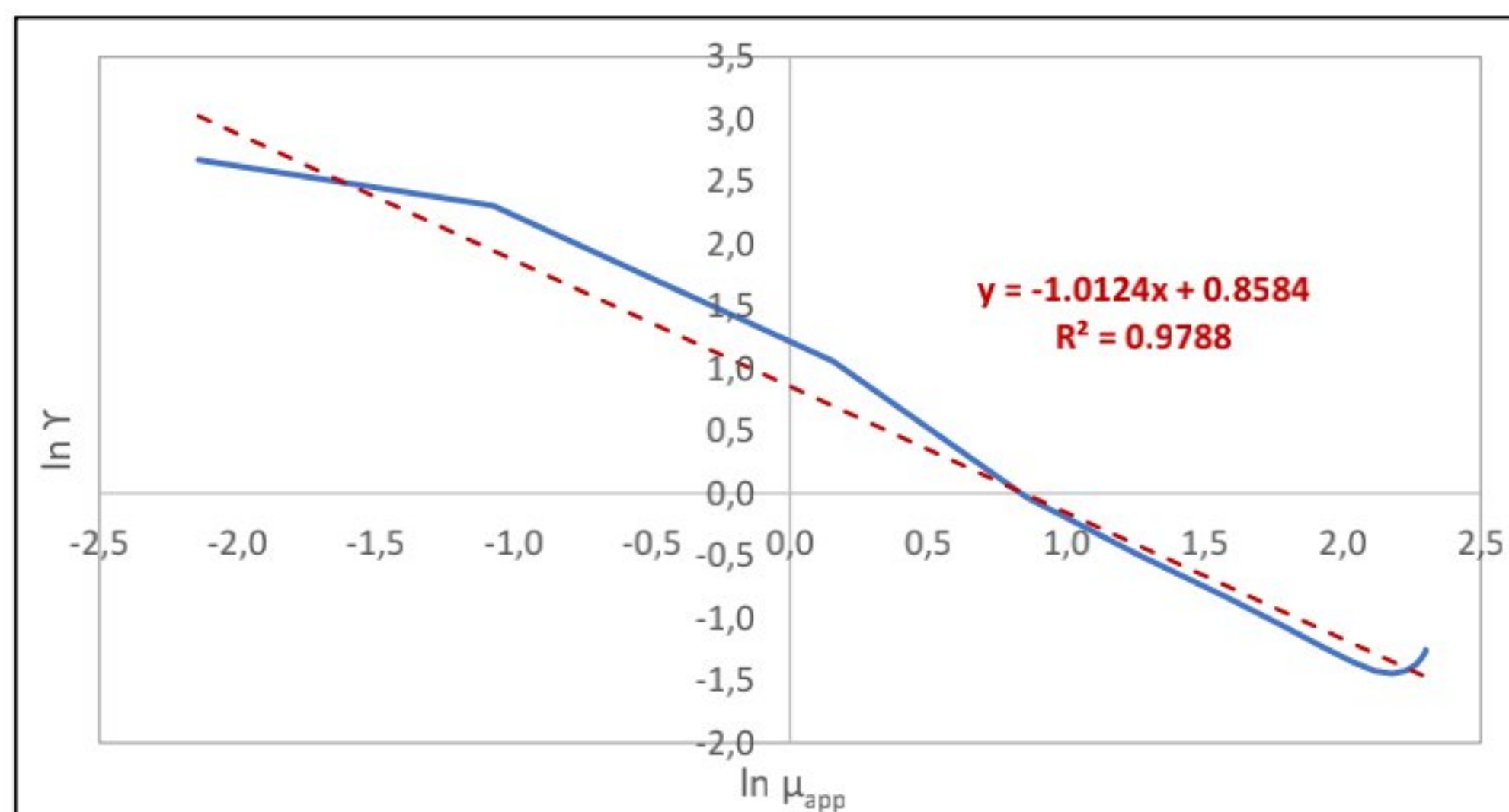
Dari hasil simulasi diperoleh hubungan viskositas semu μ_{app} , τ , $\dot{\gamma}$, eksponen “m” dan nilai koefisien K yang ditunjukkan pada Gambar 10 dan Tabel 4 bahwa aliran pulp *slurry* dalam penelitian ini adalah *shear thinning* (penipisan geser). *Shear thinning* adalah perilaku fluida non-Newtonian yang viskositasnya menurun di bawah regangan geser. Kadang-kadang dianggap sinonim untuk perilaku pseudo-plastis, dan biasanya didefinisikan sebagai tidak termasuk efek yang bergantung pada waktu. Selama *shear thinning*, viskositas fluida berkurang dengan meningkatnya geseran. Pada fluida laju geser yang cukup rendah, yang menunjukkan penipisan geser akan memiliki viskositas konstan (Polachini et al., 2016). Hal ini sesuai dengan data yang ditampilkan pada Tabel 4.

Tabel 4. Hasil Simulasi Viskositas Semu

μ (Pa.s)	$\dot{\gamma}$ (s ⁻¹)	$\ln \mu_{app}$	$\ln \dot{\gamma}$	K	m	τ (Pa)
9,977	0,286	2,300	-1,253	2,359	-0,012	2,396
9,963	0,281	2,299	-1,269	2,359	-0,012	2,397
9,826	0,266	2,285	-1,325	2,359	-0,012	2,398
9,600	0,252	2,262	-1,380	2,359	-0,012	2,400
9,280	0,241	2,228	-1,424	2,359	-0,012	2,401
8,949	0,237	2,192	-1,440	2,359	-0,012	2,402
8,852	0,236	2,181	-1,444	2,359	-0,012	2,402
8,303	0,241	2,117	-1,424	2,359	-0,012	2,401
7,634	0,258	2,033	-1,354	2,359	-0,012	2,399
6,832	0,292	1,922	-1,230	2,359	-0,012	2,396
5,889	0,349	1,773	-1,053	2,359	-0,012	2,390
4,824	0,437	1,574	-0,827	2,359	-0,012	2,384
3,528	0,608	1,261	-0,498	2,359	-0,012	2,374
2,354	0,963	0,856	-0,038	2,359	-0,012	2,360
1,168	2,878	0,155	1,057	2,359	-0,012	2,329
0,341	10,038	-1,077	2,306	2,359	-0,012	2,293
0,117	14,468	-2,142	2,672	2,359	-0,012	2,282

Dari Gambar 10 diperoleh K dan m dengan linearisasi grafik viskositas semu μ_{app} dan laju regangan $\dot{\gamma}$ seperti persamaan berikut dan Gambar 11.

$$\ln(\mu_{app}) = \ln K + (m - 1) \ln \dot{\gamma}$$



Gambar 11. Linearisasi μ_{app} dan $\dot{\gamma}$.

Dari Gambar 11, titik potong dengan sumbu y merupakan $\ln K$ dan slope atau kemiringan grafik adalah $(m - 1)$. Sehingga koefisien K diperoleh 2,359 dan eksponen “m” = - 0, 0124 dengan tingkat akurasi regresi = 0,98.

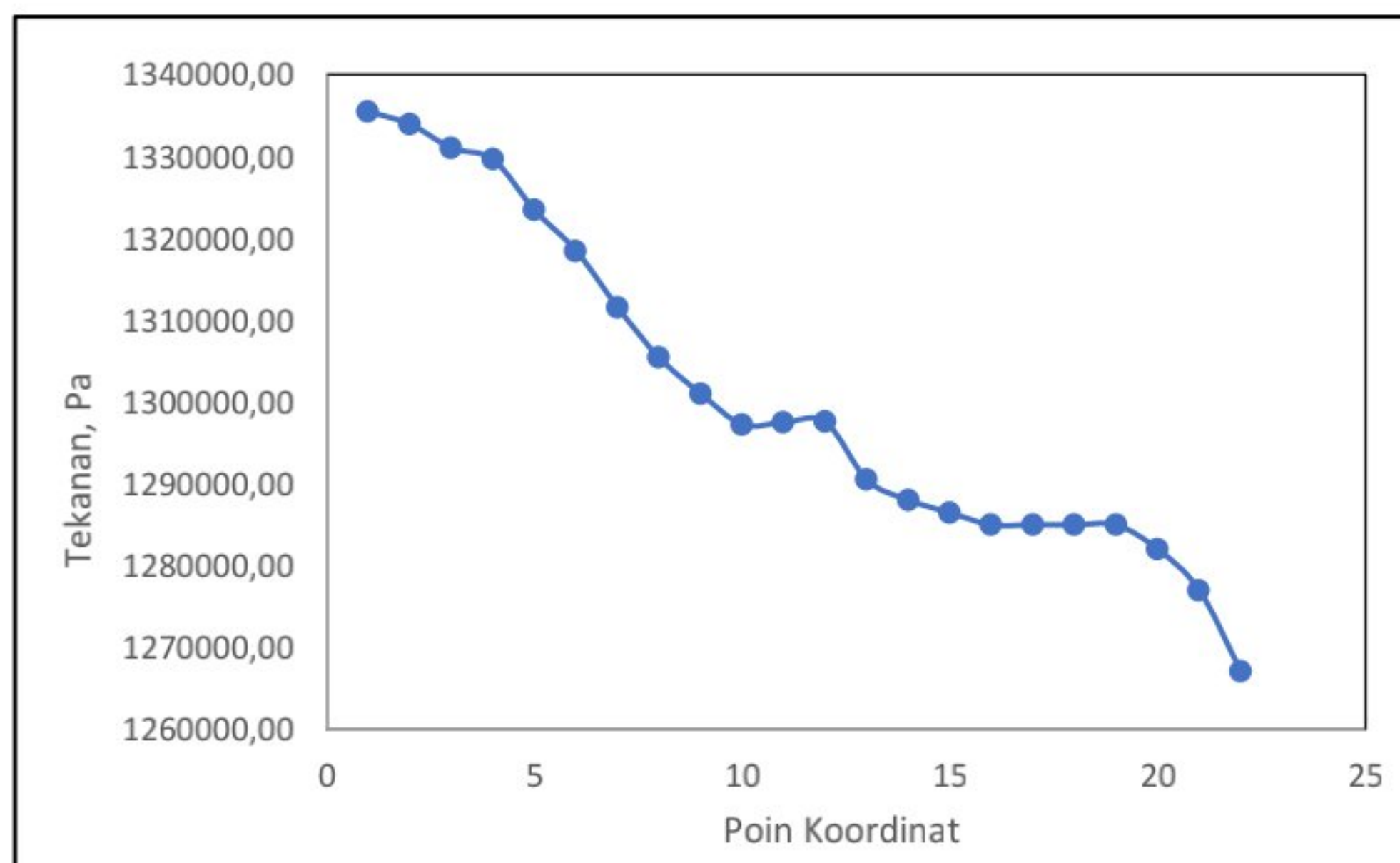
3.4 Penurunan Tekanan Sepanjang Pipa

Tekanan dinamis erat kaitannya dengan analisa kehilangan tekanan sistem perpipaan, kuantitas penting adalah kehilangan tekanan karena efek viskos aliran, serta kehilangan

tekanan tambahan yang timbul dari beda elevasi, sambungan pipa dan katup di sistem perpipaan. Tabel 5 menampilkan data tekanan aliran sepanjang pipa hasil simulasi.

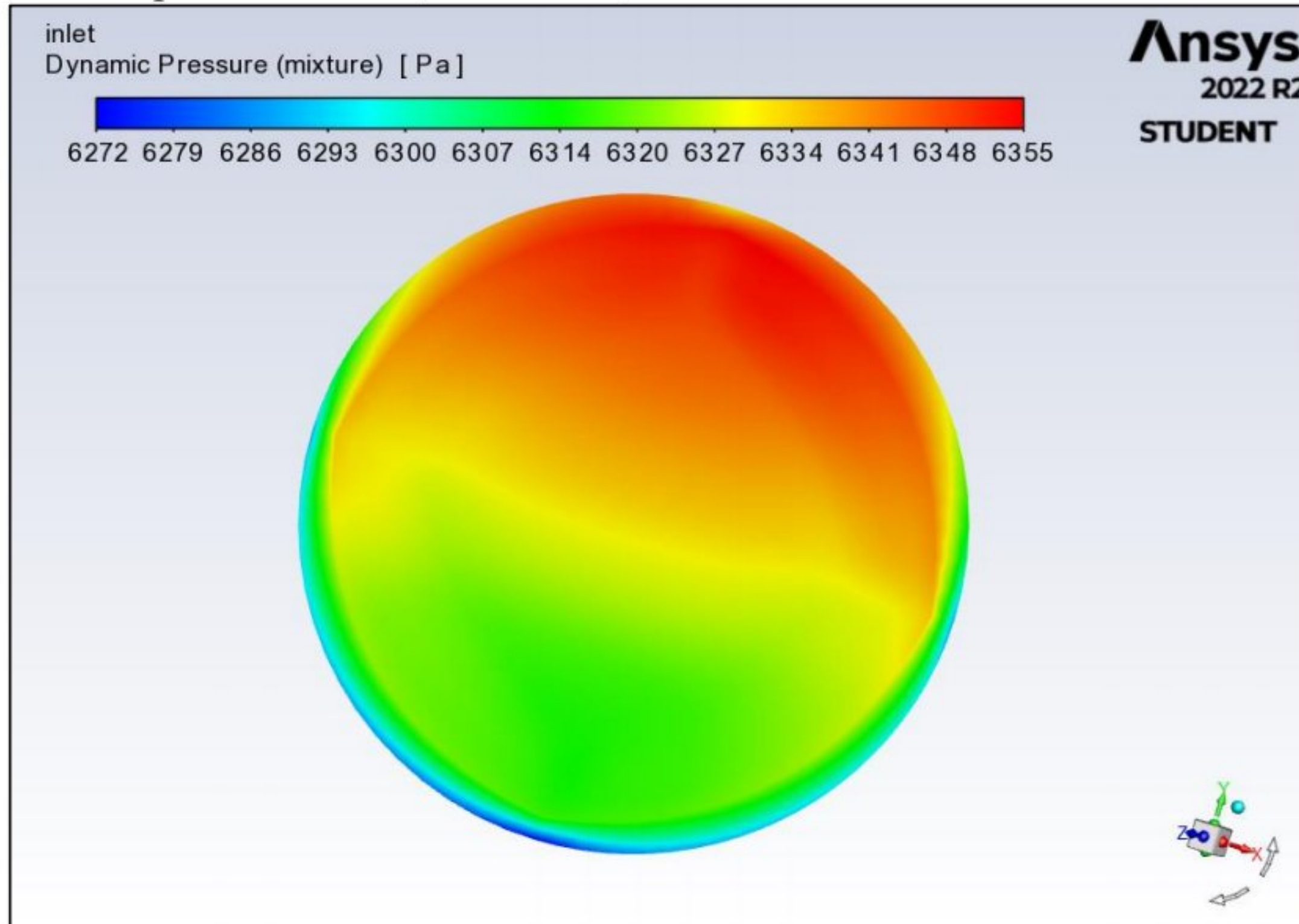
Tabel 5. Tekanan Aliran

Point	Coordinates	Elevation Pressure (Pa)	Static Pressure (Pa)	Dynamic Pressure (Pa)	Total Pressure (Pa)
1	0.00;0.00;0.00	65873.64	1263280.20	6332.614	1335486.45
2	-0.28;0.15;-0.40	64374.24	1263222.10	6372.095	1333968.43
3	-0.32;0.45;-0.55	61375.44	1263607.80	6060.155	1331043.39
4	-0.32;0.55;-0.50	60375.84	1264364.40	4911.362	1329651.60
5	-0.32;0.90;-0.50	56877.24	1265243.70	1319.407	1323440.35
6	-0.32;1.25;-0.50	53378.64	1265060.30	49.40623	1318488.35
7	-0.32;2.00;-0.50	45881.64	1265646.70	45.07958	1311573.42
8	-0.32;2.70;-0.50	38884.44	1266332.50	206.9548	1305423.89
9	-0.20;3.20;-0.50	33886.44	1266598.00	541.1914	1301025.63
10	0.60;3.55;-0.50	30387.84	1266575.00	303.4292	1297266.27
11	2.50;3.55;-0.50	30387.84	1266700.30	442.0035	1297530.14
12	4.50;3.55;-0.50	30387.84	1266719.60	456.2407	1297563.68
13	5.85;4.25;-0.50	23390.64	1266731.00	373.6725	1290495.31
14	6.25;4.50;-0.68	20891.64	1266710.00	435.8768	1288037.52
15	6.25;4.65;-0.68	19392.24	1266754.30	343.6365	1286490.18
16	6.40;4.80;-1.00	17892.84	1266720.80	407.3493	1285020.99
17	6.50;4.80;-2.50	17892.84	1266659.20	478.7736	1285030.81
18	6.50;4.80;-4.50	17892.84	1266633.70	488.4735	1285015.01
19	6.50;4.80;-5.75	17892.84	1266670.70	443.2377	1285006.78
20	6.50;5.10;-6.25	14894.04	1266652.60	462.4873	1282009.13
21	6.50;5.60;-6.50	9896.04	1266602.10	511.0007	1277009.14
22	6.50;6.59;-6.50	0.00	1266571.80	513.4519	1267085.25

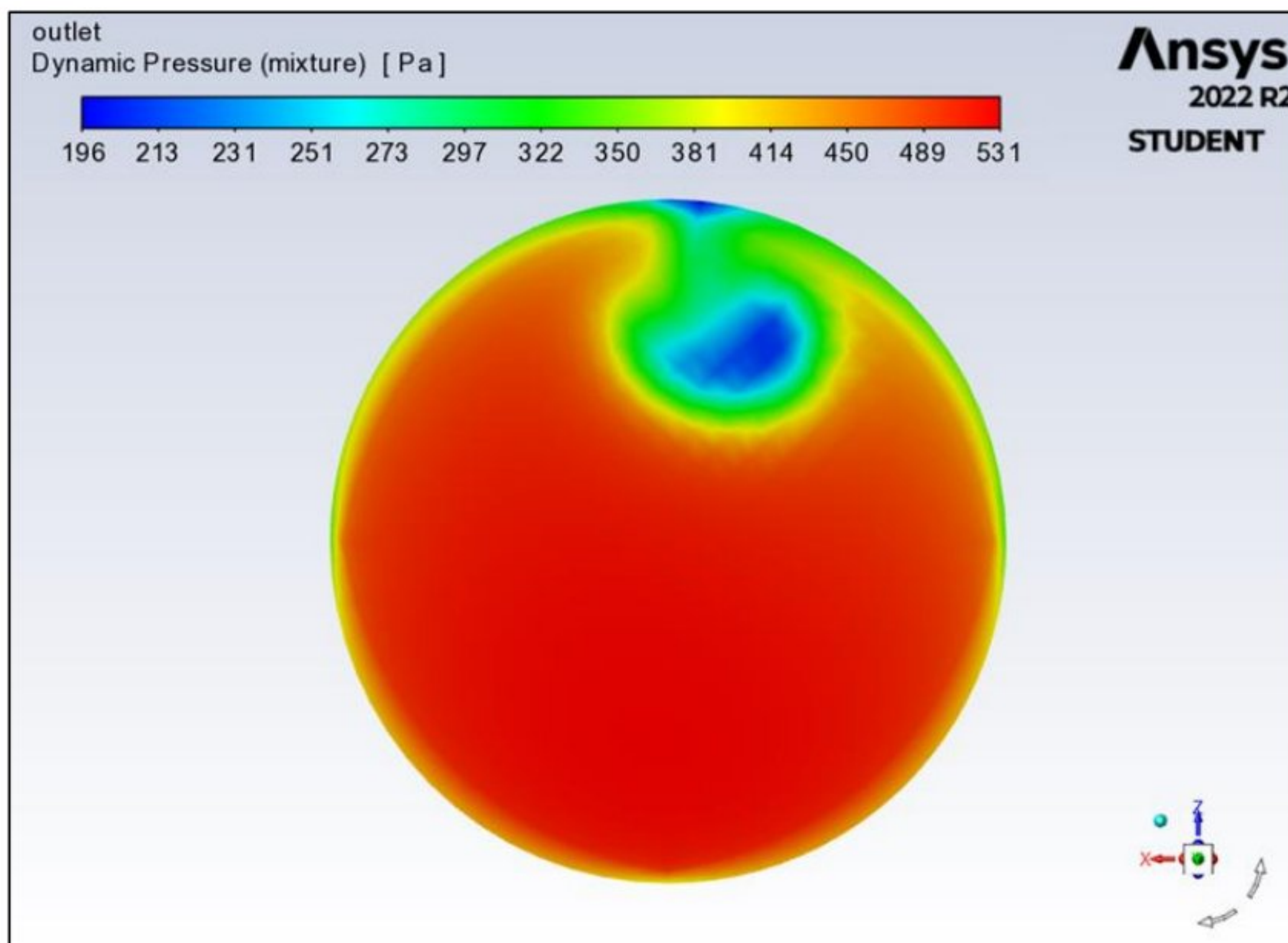


Gambar 12. Profil Tekanan.

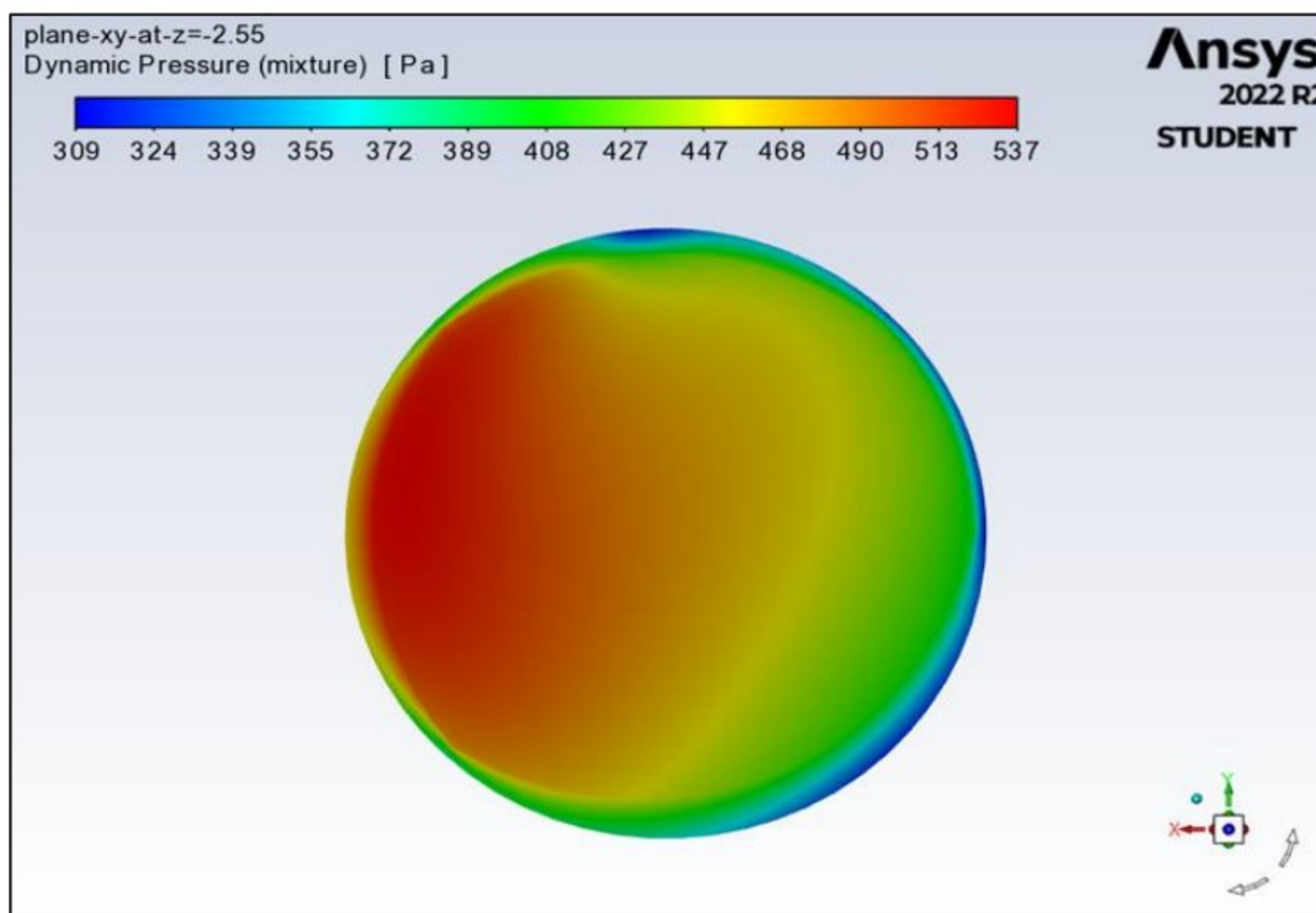
Penurunan tekanan fluida atau tekanan statik dikarenakan adanya peningkatan kecepatan aliran. Tekanan merupakan energi dan tekanan dinamik adalah energi kinetik yang akan meningkat jika kecepatan aliran meningkat dan akan mengurangi tekanan statik seperti efek *Bernoulli*. Hal ini diperkuat dengan profil tekanan yang disajikan pada Gambar 12 dan kontur tekanan pada Gambar 13, Gambar 14, Gambar 15 dan Gambar 16.



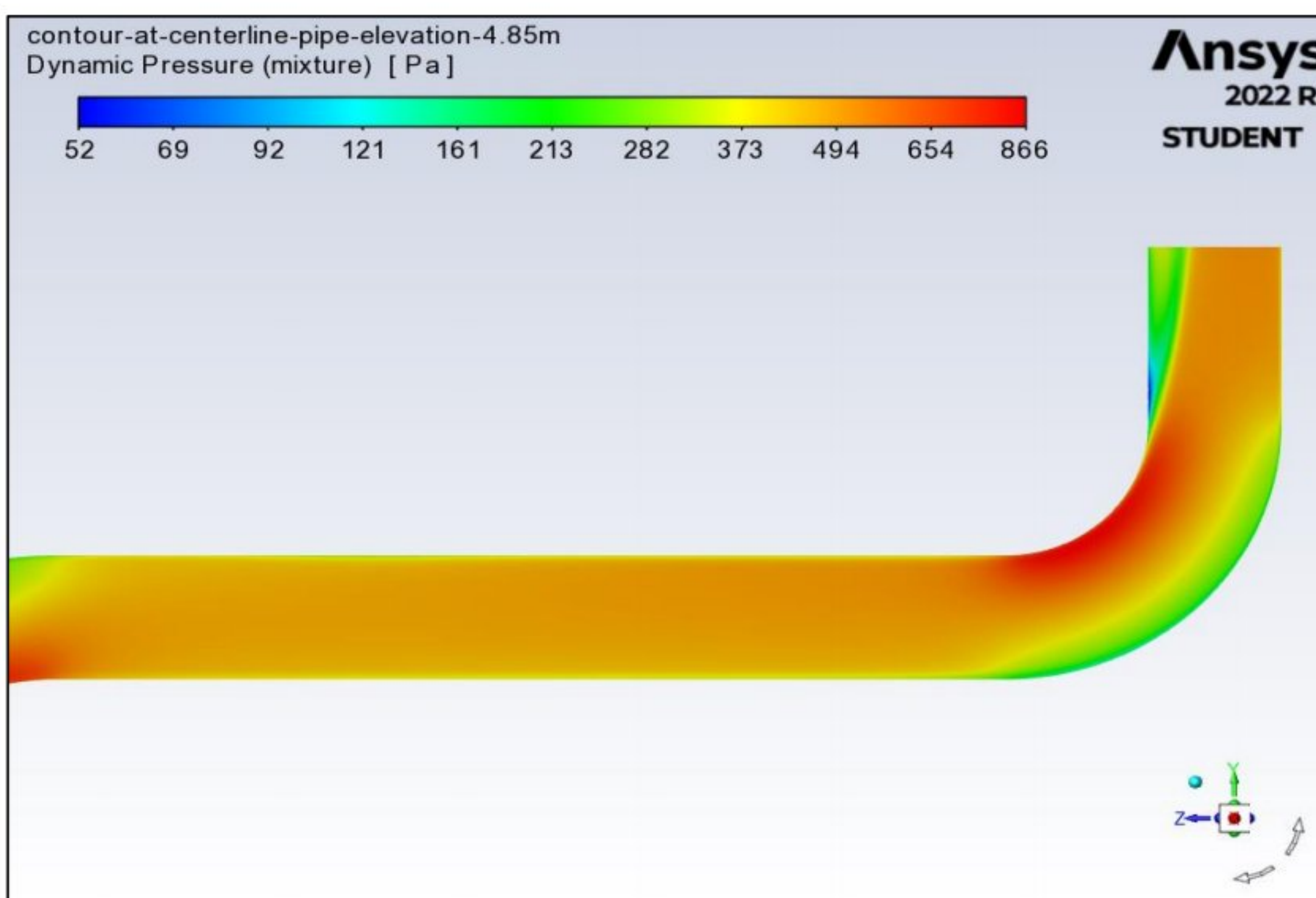
Gambar 13. Kontur Tekanan Dinamik Aliran Masuk.



Gambar 14. Kontur Tekanan Dinamik Aliran Keluar.



Gambar 15. Kontur Tekanan Dinamik Pada Plane XY; Z = -2,55 m.



Gambar 16. Kontur Tekanan Dinamik Centerline Pipa Elevasi 4,85 m.

4. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil penelitian modeling profil aliran pulp *slurry* di pipa distribusi produk akhir *bleaching plant* dapat disimpulkan bahwa:

1. Karakteristik aliran adalah turbulen dengan bentuk yang tidak datar seperti aliran *plug* (*plug flow*) pada posisi berkembang penuh (*fully developed*) di elevasi Y = 4,85 m dan

- arah $Z = -2,55$ m. Kecepatan aliran dekat dinding menurun tajam dengan signifikan dan kecepatan maximum 0,975 m/s berada di garis tengah pipa dengan konsistensi rata-rata pulp *slurry* relatif seragam pada 9,0% pada posisi berkembang penuh tersebut, namun terlihat dari kontur konsistensi bahwa kecenderungan pulp atau solid menempati bagian bawah pipa. Viskositas juga mempengaruhi kecepatan aliran pulp *slurry*.
2. Penurunan tekanan terjadi karena sebagian tekanan aliran terkonversi menjadi tekanan dinamik untuk mengalirkan pulp *slurry* di pipa. Hasil simulasi menghitung tekanan aliran keluar sebesar 1267085,25 Pascal dan pembacaan transmitter di lapangan adalah 1266562,5 Pascal. Terdapat perbedaan sekitar 522,75 Pa.

DAFTAR PUSTAKA

- Cortada-Garcia, M., Dore, V., Mazzei, L. & Angeli, P. 2017. Experimental And Cfd Studies Of Power Consumption In The Agitation Of Highly Viscous Shear Thinning Fluids. *Chemical Engineering Research And Design*, 119, 171-182.
- Cotas, C., Asendrych, D., Garcia, F., Faia, P. & Graça Rasteiro, M. 2015. Cfd Simulation Of A Turbulent Fiber Suspension Flow—A Modified Near-Wall Treatment. *Engineering Applications Of Computational Fluid Mechanics*, 9, 233-246.
- Crowe, C., Sommerfeld, M. & Tsuji, Y. 1998. *Multiphase Flows With*, Ž.
- Duffy, G. G. 2003. The Significance Of Mechanistic-Based Models In Fibre Suspension Flow. *Nordic Pulp & Paper Research Journal*, 18, 74-80.
- Duffy, G. G. 2006. Measurements, Mechanisms And Models: Some Important Insights Into The Mechanisms Of Flow Of Fibre Suspensions. *Annual Transactions-Nordic Rheology Society*, 14, 19.
- Erian, F. F., Furfari, D. J., Kellogg, M. I. & Park, W. R. 2001. Measurement Of The Critical Deposition Velocity In Slurry Transport Through A Horizontal Pipe. Pacific Northwest National Lab.(Pnnl), Richland, Wa (United States).
- Liu, H. 2017. *Pipeline Engineering*, Crc Press.
- Lundell, F., Söderberg, L. D. & Alfredsson, P. H. 2011. Fluid Mechanics Of Papermaking. *Annual Review Of Fluid Mechanics*, 43, 195-217.
- Polachini, T., Sato, A., Cunha, R. & Telis-Romero, J. 2016. Density And Rheology Of Acid Suspensions Of Peanut Waste In Different Conditions: An Engineering Basis For Bioethanol Production. *Powder Technology*, 294, 168-176.
- Reyes, C. & Ihle, C. F. 2018. Numerical Simulation Of Cation Exchange In Fine-Coarse Seawater Slurry Pipeline Flow. *Minerals Engineering*, 117, 14-23
- Salama, A. 2021. Velocity Profile Representation For Fully Developed Turbulent Flows In Pipes: A Modified Power Law. *Fluids*, 6, 369.
- Shi, H., Li, M., Liu, Q. & Nikrityuk, P. 2020. Experimental And Numerical Study Of Cavitating Particulate Flows In A Venturi Tube. *Chemical Engineering Science*, 219, 115598.

- Sommerfeld, M. & Lain, S. 2018. Stochastic Modelling For Capturing The Behaviour Of Irregular-Shaped Non-Spherical Particles In Confined Turbulent Flows. *Powder Technology*, 332, 253-264.
- Ventura, C., Garcia, F., Ferreira, P. & Rasteiro, M. 2008. Flow Dynamics Of Pulp Fiber Suspensions. *Tappi Journal*, 20-26.