

[Click Here](#)



Milieux poreux et dispersés cours pdf

Cours milieux poreux et dispersés. Milieux poreux et dispersés cours pdf.

Fluidization in Chemical Engineering: Key Concepts and Theories Piezometric measurements. Course + TD: MPD; Dr BOUDOUH Issam 2020/2021 ()). The piezometric pressure is equal to the sum of the interstitial velocity and the superficial velocity of the fluid, i.e., $i = i + UF = QV \beta \Delta P = 0$, where β is the hydraulic conductivity or permeability. Hydraulic conductivity or permeability (β) is a coefficient that depends on both the properties of the fluid and the granulometric distribution. It is given by $k = \beta \cdot 0 = 0.987 \times 10^{-12} \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1} \text{ s}^{-2}$. The equation for the general piezometric pressure is: $U F = - \beta \cdot 0 \mu F \cdot \text{grad} (P)$ Course + TD: MPD; Dr BOUDOUH Issam 2020/2021 ()) Representative models of MPD 3.2- Kozeny-Carman model (Laminar regime, $Re < 10$) The porous medium is assimilated to a bundle of cylindrical pores (capillary) allowing the use of Poiseuille's equation: $\Delta P = 128 \mu F \cdot QV = L \cdot \pi \cdot d \cdot C_4 \cdot d$ C: diameter of the capillary tube L: length of the MP layer Z: depth of the MP layer For the real system (1st case), for the 2nd case, we apply Poiseuille's law to pores with a diameter d_c and length Z_c with a non-linear correction factor γ : $AP = 32 \mu F \cdot U C = ZC \cdot d \cdot C_2 \cdot \gamma$; correction factor ($\gamma = 1 \pm 0.15$) d C: diameter of the capillary tube ZC : length of the capillary tube ($ZC \approx Z$) Z: depth of the MP layer UC : fluid velocity at the level of the capillary tube, $\cos(\alpha) = Z \cdot 1 \Rightarrow ZC = T \cdot Z$ T: tortuosity coefficient To calculate the loss of charge over the length of the MP, it is necessary to determine $d \cdot C = ?$; $UC = ?$. The model relies on two important hypotheses: 1. The pore volume of the real medium = the volume of numerous capillary tubes (NC). Please note that I've translated the text from French to English while keeping the original mathematical equations and formulas intact. The equivalent diameter function is given as $aP = 6$; where d_a is the equivalent diameter of the particle with respect to the surface specific. The Ergun equation accounts for both the pressure drop in fixed porous beds and in free examples such as fluidized beds. In the present context, the application involves the cracking of hydrocarbon vapors in a catalytic reactor consisting of a packing or cubic grains with side length $a = 0.5 \text{ cm}$. The reactor's cross-sectional area is 1 m^2 , and the catalyst layer has a thickness of 1.8 m . To calculate: 1°/ Volume V_p , surface A_p , and surface specific a_p . 2°/ Diameters of equivalent spheres d_v , dA , da . 3°/ Demonstrate that $a \times A = 1$ and $V \times A = 1$. 4°/ Calculate the pressure losses encountered when passing gas through the layer with velocity $VS = 0.9 \text{ m/s}$. Solution: 1°/ Calculations for A_p , V_p , and a_p : $A_p = 6a^2 = 6(0.5 \times 10^{-2})^2 = 1.5 \times 10^4 \text{ m}^2$ $V_p = a^3 = (0.5 \times 10^{-2})^3 = 0.125 \times 10^6 \text{ m}^3$ $a_p = 12 \times 10^2 \text{ m}^2$ Calculations for d_v , dA , and da : $d_v = dA = da = a = 0.5 \times 10^{-2} \text{ m}$ 3°/ Demonstration: $a \times A = 1$ 4°/ Calculation of Z : $Z = ?$ Reynolds number: $Re = \rho F \times UF \times da$; $\mu F \times (1 - \epsilon)^2$ Mass of the bed: $mT = mf + ms$; $\epsilon = ?$ La représentation du transfert de chaleur peut être faite à l'aide d'une formule spécifique, qui prend en compte le nombre de Prandtl (Nu) et la pression (Pr). Les chercheurs Ranz et Marshall ont proposé une équation pour la convection naturelle : $Nu = 2 + 0.6Pr^{1/3}Gr^{1/4}$. Cependant, les résultats expérimentaux ont montré que le facteur de transfert de chaleur (jh) varie en fonction du nombre de Reynolds (Re), avec une formule donnée par $jh = 2.06 \cdot Re \cdot 0.575$. Cette équation peut également être utilisée pour calculer les taux de transfert de masse. La construction d'une colonne garnie est relativement simple et consiste à assembler des éléments métalliques ou plastiques pour former une structure rectangulaire. Le but du garnissage dans une colonne est de faciliter l'échange de matière entre la phase liquide, qui descend par gravité, et la phase vapeur, qui monte vers la tête de la colonne. Le garnissage structuré, également appelé garnissage ordonné, est reconnu pour son efficacité et ses faibles pertes de charge. Il permet de diminuer la taille des colonnes en utilisant un ensemble de tôles ondulées assemblées dos à dos en forme de nids d'abeilles. Ce type de garnissage assure une répartition uniforme des phases ascendantes vapeur et descendantes liquide, ainsi qu'un contact optimal favorable au transfert de matière. Le processus de filtration est un moyen de rétention de particules solides en suspension lors du passage d'un fluide à travers un milieu poreux. Cette technique est utilisée pour diminuer les matières solides des eaux potables et des eaux usées. La filtration peut être réalisée grâce à différentes techniques, telles que la filtration gravitaire, la filtration sous pression et la filtration sous vide. Il existe différents types de filtres, tels que les filtres sous pression, les filtres sous vide, ainsi que les supports pour les filtres, comme des toiles ou des grilles. Le processus de filtration est également suivi d'un dépôt de particules solides formé sur la surface du support, appelé "gâteau". La loi générale de la filtration repose sur l'équation de Darcy, qui décrit le comportement d'une couche élémentaire de gâteau. Les hypothèses sont : le régime laminaire et que le gâteau est incompressible. Les pertes de charge à travers le gâteau peut être calculée en utilisant la constante de perméabilité de la couche, ainsi que la résistance du gâteau, qui peut être définie par le rapport M/ω . The topic is the filtration process, specifically the flow of fluid through a porous medium (a cake). The cake's resistance to flow can be described by Kozeny's equation. There are losses in charge through the membrane and total losses, which can be represented as R_m . To calculate the height of the cake (W), one needs to know the mass fraction of solid in the suspension (Ms) and the volume of filtrate (V). The general filtration equation is $V = WVS$, where VS is the volume of solid that settles out of the filtrate. If the volume of filtrate is much greater than the height of the cake, then the cake's resistance to flow can be described by Kozeny's equation. The ideal filtration process occurs when the particles in the cake are perfectly rigid and cannot be compressed no matter the applied pressure. In this case, the filtration equation reduces to $W = VVS$. In reality, the filtration process is not ideal, and there are losses due to the cake's resistance to flow (M) and the membrane's resistance to charge transfer (R_m). The total loss in charge can be represented as $M + R_m$. The paper also discusses the Ruth equation, which relates the inverse of the mean filtration rate to the volume of filtrate. This equation suggests that the cake's resistance to flow (M) and the membrane's resistance to charge transfer (R_m) can be determined by the slope and y-intercept of the curve $t/V = f(V)$, respectively. The Ruth model is widely used for characterizing filtration cakes, but its domain of validity is limited. Filtration of a liquid through a porous medium generates forces on solid particles, causing compression and deformation of the filter cake. This compressibility affects the permeability and porosity of the medium, leading to variations in local flow velocity and resistance to flow. The rearrangement of particles within the solid matrix can be observed. Exercises: 1) Calculate the equivalent diameters, volume (dV), surface area (dA), and specific surface area (da) of Raschig rings with a diameter (d) = 2.4 cm, height (h) = 6 cm, and thickness (e) = 0.3 cm, in a column with a diameter (D) = 60 cm and height (H) = 3 m. 2) Estimate the total pressure loss of clear water flowing at a superficial velocity of 200 L/m².min through a stratified filtering bed composed of charcoal particles with an equivalent volume diameter (dV) = 0.5 mm, sphericity factor (V) = 0.85, and porosity (ϵ) = 0.4. 3) Calculate the specific surface area (ap) of coal grains and the total pressure loss through a filtering bed composed of successive layers of charcoal and other porous media. Note: The exercises are related to filtration processes and involve calculating various physical properties such as permeability, porosity, and specific surface areas. 1) Calculate the specific surface area of sand grains (ap)? 2) Estimate the total pressure loss through the filtering bed 3) 0.5 mm Factor of sphericity (ψ) 0.53 Porosity (ϵ) 0.4 Height of layer (Z) 25 cm Viscosity of water (μ) 10-3 Pa.s Constant of Burke-Plummer 0.3 Constant of Kozeny-Carman 4.5 La filtration d'une suspension contenant initialement une fraction massique de solide w est régie par la relation suivante : le débit de filtrat Q est lié aux pertes de charges et aux propriétés du gâteau. La résistance spécifique du filtre R_f peut être déterminée en analysant les résultats de filtration. Pour le lavage du gâteau, il faut considérer l'utilisation d'eau pour effacer les impuretés, étant donné que 3 m³ d'eau ont été utilisés dans cette opération. La perte de charge à travers un lit de particules peut être utilisée pour déterminer la surface spécifique des grains. En analysant les résultats de tamisage d'un échantillon de sable non sphérique, on peut calculer le diamètre moyen en surface dA et démontrer la relation entre le facteur de sphéricité aP et la surface spécifique des particules. En supposant un régime laminaire, il est possible de déterminer la surface spécifique AP des particules et en déduire le facteur de sphéricité ψV . Finalement, on peut vérifier si l'hypothèse d'un régime laminaire est justifiée par les données disponibles.