tracer flowing out of column appears
[min or sec]
 θ_T : residence time of liquid [min or sec]
 θ_0 : time in when liquid concentrate flows
into the column [min or sec]

μ_L : viscosity of liquid [c.p.]
 ρ_L : density of liquid [g/cm³]
 $\nu (= \mu_L / \rho_L)$ [centistokes]
 ν_n : defined by Eq.(4) [—]
 $\phi_0 (= \theta_0 / \theta_T)$ [—]

Literature cited

- 1) Danckwerts, P. V.: *Chem. Eng. Sci.*, 2, 1 (1953)
- 2) Gilliland, E. R., et al.: *Ind. Eng. Chem.*, 45, 1177 (1953)
- 3) Kubota, H., Koide, K. and Yoshikawa, H.: The meeting of Soc. Chem. Eng. (Japan), Nagoya Oct. (1963)
- 4) Miyauchi, T.: "Ryūkeisosa to Kongōtokusei" (1960) Nikkan Kōgyō Shinbunsha
- 5) Miyauchi, T. and Ōya, H.: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, 27, 322 (1963)
- 6) Tadaki, T. and Maeda, S.: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, 28, 277 (1964)
- 7) Yagi, S. and Katō, S.: The 22nd Annual meeting of Chem. Eng. Soc. of Japan, April (1957)
- 8) Yagi, S. and Miyauchi, T.: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, 18, 507 (1955)
- 9) Yoshida, U.: "Denkikōgaku to Kōgakuiseisoku", p. 220 (1960), Shōkōdō

液々異相型充填層における分散相の半径方向の挙動について*

駒 沢 勲**・久 谷 真 一**

大 竹 伝 雄**

大阪大学 基礎工学部

緒 言

液々向流型充填層における分散相の流れ方向混合特性に関しては2, 3の研究が報告されている¹⁾が半径方向に関してはまったく見あたらない。そこで本研究では充填層内に異なる濃度の分散相を同時に供給し、充填層出口部で径方向に分割して採取し、その流出量からみかけの流速分布を、そしてその濃度分布から径方向のペクレ数を測定した。さらに出口端における分散相液滴の個々の濃度を測定することによって分散相の挙動について実験的に検討したものである。

1. 実験装置および操作

定常操作中の充填層内に層の中心部にトレーサを含有する分散相を供給し、出口部にて径方向にトレーサの分散状態を追跡した。実験装置の概略をFig. 1に示す。分散相としては脱イオン水を定水位槽よりノズル②を通して

供給する。トレーサとしては0.01N-HClをノズル①を通して供給する。ノズル②は外径50mmの黄銅管に内径

(a) packed bed and its arrangement

- ① nozzle for tracer
- ② nozzle for dispersed phase
- ③ packed bed
- ④ interface of continuous and dispersed phase
- ⑤ five-fold tube
- ⑥ dispersed phase outlet
- ⑦ draw-off vent
- ⑧ dispersed phase inlet
- ⑨ tracer inlet

Fig. 1 Experimental set-up measuring time-average concentration profile with radial position

* <Some Experimental Studies on the Radial Behavior of Dispersed Droplets in a Liquid-Liquid Packed Bed>

Received on June 7, 1966

化学工学協会大阪大会 (大阪 1966.7) にて発表

** Isao Komazawa, Shinichi Hisatani, Tsutao Otake (Faculty of Engineering Science, Osaka Univ., Toyonaka city, Osaka)

Fig. 2 A typical time-average concentration profile with bed heights as a parameter

Fig. 3 Radial dispersion characteristics in homogeneous phase flow and dispersed phase flow in packed bed

4mm の鋼管を6本放射状に埋めこんだものであり、ノズル①は内径4mmの鋼管である。連続相としてはクロシンと四塩化炭素の等量混合物であり³⁾、連続相は静止させたまま行なった。分散相のノズルチップからの流出状態をまったく同一とするため分散相供給量とトレーサ供給量の比はノズルチップ数比と同じく6:1とした。なおノズル②から流出した分散相は層内を約10cm程度流れれば径方向に均一に分散することを予備的に確認したのでノズル①と②の間隔は17cmとした。塔はアクリル樹脂製で直径10cmの円筒である。充填物はポリエチレン製ラシヒングで代表径は6mmおよび10mmの2種類である。

充填層から流出する分散相を径方向の各位置ごとに分割するため、Fig. 1(b)に示す五重同心円筒を作り、塔上部にFig. 1(a)に示すように設置した。各円環ごとに分散相を抜き出し、それらの量を秤量するとともに電導度法によって濃度を測定した。

分散相の個々の濃度を測定する際は同心円筒を充填層上部から除去し、さきに報告した分散相捕集検出器を設置する。検出法および記録法はさきの方法とまったく同一である³⁾。

2. 実験結果

2.1 径方向ベクレ数

分散相を径方向に分割して抜き出し、その濃度を測定した結果の一例を分散相全体の平均濃度 C_∞ に対する比、 $(\bar{C}_{Ar}/C_\infty)$ 対径方向距離 (r/R) として Fig. 2 に示す。ここでパラメータはノズル①を基準とした層高 Z である。Fig. 2 から $Z=10, 20\text{cm}$ では層の中心部では $(\bar{C}_{Ar}/C_\infty)$ は高く、中心部より離れるにともない低くなり、しかもこの勾配は層高 Z が大なるにしたがい減少する。そこで分散相の径方向混合についても均相流体(液充填層)におけると同様に近似的に拡散モデル(1)式

$$E_r \left(\frac{\partial^2 \bar{C}_{Ar}}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \bar{C}_{Ar}}{\partial r} \right) = \bar{u} \frac{\partial \bar{C}_{Ar}}{\partial Z} \quad (1)$$

$$\frac{\partial \bar{C}_{Ar}}{\partial r} = 0 \quad r=0, r=R$$

$$\bar{C}_{Ar} = C_\infty \quad Z=\infty$$

$$\bar{C}_{Ar} = C_i \quad 0 \leq r \leq aR, Z=0$$

$$\bar{C}_{Ar} = C_0 \quad aR \leq r \leq R, Z=0$$

が適用できるものと考えて導かれたつぎの(2)式と⁵⁾

$$\frac{\bar{C}_{Ar}}{C_\infty} = 1 + \frac{2}{\lambda_1 \cdot a} \cdot \frac{J_1(\lambda_1 a)}{J_0^2(\lambda_1)} \cdot J_0(\lambda_1 \theta) \cdot \exp\left(-\frac{\lambda_1^2 Z d_p}{R^2 \cdot Pe_r}\right) \quad (2)$$

径方向に5分割して測定した $(\bar{C}_{Ar}/C_\infty)$ 対 (r/R) の関係から径方向ベクレ数 Pe_r を算出した。なお(2)式中の $r, (\theta=r/R)$ としては各円環の内円と外円の半径の平均値を用いた。この結果をベクレ数 Pe_r 対レイノルズ数 Re として示したのが Fig. 3 である。ここで比較のために Latinen⁴⁾、Bernard ら¹⁾ による均相流体(液充填層)におけるベクレ数 Pe_r も併せて示した。Fig. 3 から分散相の Pe_r は6mm 充填物では2.0、10mm 充填物ではほぼ3.0となり、均相流体におけるその1/3~1/4となることからわかる。このことは分散相の径方向の混合速度は均相流体と比較してきわめて速いことを示すものである。

2.2 流出速度分布

径方向の各位置にて分割採取した分散相流出量を採取時間および円環の各面積で除し、流出速度 u_r を求め、これらの平均速度(空塔速度)に対する比 $(u_r/\bar{u})$ を Fig. 4 に示す。Fig. 4 からすべての分散相流量および充填物径において、 $(u_r/\bar{u})$ は中心部では低く、中心部より離れるにしたがい大きくなり、ほぼ $(r/R)=0.7$ で極大となるが壁近傍では再び低下するという傾向を示すことがわかる。この $(u_r/\bar{u})$ 対 $\theta=(r/R)$ の関係は充填層

Fig. 4 Variation of apparent velocity of dispersed phase with radial position

内の均相流体における径方向の流速分布に関する Calderbank ら²⁾の結果と類似している。

分散相の流出速度分布 ($u_r/\bar{u}$) はもし充填層内における分散相ホールドアップが均一に分布しているものであれば充填層内における流速分布と一致するはずである。しかし分散相ホールドアップは塔径の影響を受けるといふ実験的事実も報告されている⁷⁾ので、この点に関しては今後の検討が必要である。

2.3 濃度変動

さきの五重円筒を用いて測定した濃度 $\bar{C}_{Ar}$ は中心から同一距離にて流出する全分散相の濃度を位置的にも時間的にも平均化したものである。したがって、この方法によってある位置 (r/R) における平均濃度 ($\bar{C}_{Ar}/C_\infty$) が測定されてもこの測定結果だけではこの位置にて流出する液滴の濃度がすべて均一であり $\bar{C}_{Ar}$ であるのか、あるいはトレーサ濃度 C_i の液滴と分散相濃度 C_0 の液滴がおのおの独立に流出し、これらの平均値として $\bar{C}_{Ar}$ を示すものであるかについては不詳である。

そこで平均濃度からの個々の液滴濃度の変動を調べるため、個々の液滴濃度 C_i のその液滴が流出する径方向位置 (r/R) における平均濃度 $\bar{C}_{Ar}$ からの変動として、

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (C_i - \bar{C}_{Ar})^2}{N \cdot \bar{C}_{Ar}^2}} \quad (3)$$

を定義する⁵⁾。

いま個々の液滴濃度がすべて $\bar{C}_{Ar}$ であれば濃度変動 σ は 0 となるはずである。一方、濃度 C_0 の液滴と濃度 C_i がある個数比率 ($a:b$) で流出し、この平均値として $\bar{C}_{Ar}$ を示すものであれば σ は

$$\sigma' = \sqrt{\frac{a(C_0 - \bar{C}_{Ar})^2 + b(C_i - \bar{C}_{Ar})^2}{(a+b) \cdot \bar{C}_{Ar}^2}} \quad (4)$$

(a) $Z=10$ cm

(b) $Z=20$ cm

Fig. 5 Relative mean concentration fluctuations of each droplet to the concentration of them through each annulus for some time

となり、ここで $C_0=0$, $C_i=1.0$ であるから、(4) 式より

$$\sigma' = \sqrt{\left(\frac{1}{\bar{C}_{Ar}} - 1\right)} \quad (5)$$

となり、 $\bar{C}_{Ar}$ が大なるほど濃度変動は小となる。

個々の液滴濃度の測定結果から (3) 式にもとづいて σ を算出し、 $Z=10, 20$ cm における結果を σ 対 (r/R) として Fig. 5 (a), (b) に示す。また $\bar{C}_{Ar}$ が濃度 C_i と C_0 の液滴のみから形成されていると考えたときの変動 σ' を ($\bar{C}_{Ar}/C_\infty$) 対 (r/R) の関係 (1 例は Fig. 2 に示した) から、(5) 式にもとづいて算出し、Fig. 5 (a), (b) に併せて示す。 $Z=40$ cm においては σ は 0.1~0.2 であり、 σ' はすべての (r/R) において ($\bar{C}_{Ar}/C_\infty$) = 1.0 となるので $\sigma'=2.45$ となる (図は略す)。

以上の結果から、すべての充填層高 Z において σ は σ' に比較してはるかに小さく、かつ σ は層高 Z の増大にともなって減少していくことがわかる。したがって、この測定結果は充填層内の径方向に同一面上に異なる濃度の液滴が同時に存在し、その個数比によって濃度分布

が形成されるというよりも、個々の液滴内成分、すなわち濃度自体が連続的に平滑化されて存在するものであることを示す。

3. 考 察

1) 本研究で分散相には径方向に流出速度分布が存在することを明らかにした。しかし、分散相の径方向ベクレ数はきわめて小さく、層内の中心部に送入した分散相も層半径の約4倍の層高に至れば径方向にほぼ均一濃度に分散している。したがって分散相内にて化学反応あるいは物質移動操作を行なわせる際にはこの速度分布の影響は無視することができると考えられる。

2) さきの研究で分散相過渡応答曲線を解析し、応答曲線は流れ方向に連続的に変化する液滴濃度によって形成されることを明らかにした³⁾。そこで本研究における結果、(すなわち分散相は径方向にも液滴濃度は連続的に平滑化されて存在する)と併せて考えると、分散相は充填層内にて径方向にあらゆる方向にすみやかに分散

し、ひきつづいて流れ方向に液滴が相互に合体再分散して液滴内成分を交換しているのではないかと考えられる。

結 論

1) 液々向流型充填層における分散相の径方向混合特性を解析した。径方向ベクレ数は本実験系では2~3となり、きわめて小さく、均相流体(液充填層)の1/3~1/4となる。

2) 分散相の流出速度には径方向に分布があり、この流出速度分布は均相流体におけるそれと類似の傾向を示す。

3) 個々の液滴の濃度を測定し、その流出位置における平均濃度からの変動を求めた。この結果から本実験におけるごとく、異なる濃度の液滴を同時に供給しても、層内にて液滴内成分の交換によって濃度は均一化されて存在することが示された。

Nomenclature

$a=(r_0/R)$: dimensionless radius of tracer nozzle [—]
 $\bar{C}_{Ar}=(C_{Ar}-C_0)/(C_i-C_0)$: dimensionless time-average concentration of droplets through an annulus for some time [—]
 $C_i=(C_i'-C_0)/(C_i-C_0)$: dimensionless concentration of each droplet [—]
 $C_0=(C_0'-C_0)/(C_i-C_0)$: dimensionless concentration of the droplets without a tracer at the bed inlet [—]
 $C_i=(C_i'-C_0)/(C_i-C_0)$: dimensionless concentration of the droplets containing a tracer at the bed inlet [—]
 $C_\infty=(C_\infty'-C_0)/(C_i-C_0)$: concentration of the droplets after complete mixing, i.e. at $Z=\infty$
 C' : concentration of liquid measured [g·mol/l]
 E_r : apparent radial diffusivity [cm²/sec]
 $J_i(\lambda)$: Bessel function of i -th order
 N : the number of droplets measured their concentration
 $Pe, r=\bar{u}d_p/E_r$: radial Peclet number [—]
 $Re=d_pG/\mu$: Reynolds number [—]

R : packed bed radius [cm]
 r : radial distance from the axis in the bed [cm]
 r_0 : tracer nozzle radius [cm]
 $\bar{u}$: mean superficial velocity of the droplet [cm³/cm²·hr]
 u_r : superficial velocity of the droplet at $r=r$ [cm³/cm²·hr]
 Z : axial distance measured from the point of tracer nozzle [cm]
 λ_1 : the least root of $J_1(\lambda_1)=0$ except 0 ($\lambda_1=3.83171$)
 $\theta=(r/R)$: dimensionless radial distance from the axis in the bed [—]
 σ : relative mean concentration fluctuations obtained by measuring the concentration of each droplet [—]
 σ' : relative mean concentration fluctuations calculated with the assumption that droplets containing tracer and those without tracer could exist on the same position [—]

Literature cited

- Bernard, R. A. and R. H. Wilhelm: *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 223 (1950)
- Calderbank, P. H. and L. A. Pogorski: *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **35**, 195 (1957)
- Komasawa, I., S. Hisatani, E. Kunugita and T. Otake: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, **30**, 450 (1966)
- Latinen, G. A.: cited from Hartman, M. E.: *Chem. Eng. Sci.*, **9**, 80 (1958)
- Plausnitz, J. M. and R. H. Wilhelm: *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 978 (1957)
- Roemer, G., J. S. Dranoff and J. M. Smith: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **1**, 284 (1962)
- Wicks, C. E. and R. B. Beckmann: *A. I. Ch. E. Journal*, **1**, 426 (1955)

炭酸ガス-プロピレン系の気液平衡 (頼実正弘・吉村尚典・坪岡弘勝, 化学工学, 30, 1093~1097 (1966)) 高圧気液平衡測定装置を製作し, 炭酸ガス-プロピレン系の気液平衡関係を 0°C と -43.5°C の温度で測定した。BWR 式による推算と Leland 氏による対応状態原理と仮臨界値を用いた推算を行ない, 実験値と比較した。BWR 式の方は実験値を 1 つ用いて定数の組み合わせ規則を修正することにより, 上記の 2 つの温度における気液比を平均相対誤差 2% 以内で相関することができた。

多孔板を有する気泡塔の混合特性について (市川弥太郎・赤地勇一・牧野健太郎, 化学工学, 30, 1097~1103 (1966))

パルス応答により, 多孔板を有する気泡塔の液相混合特性について実験的に解析した。応答曲線より液相の流れは平均の混合拡散係数が仮定できる拡散モデルで表現できることが判明した。実験結果は次式で整理できる。

$$\bar{E} = a(L_0)^b (A_r)^k (D)^{1-b} u_G^b$$

$$k = 0.967 u_G^{-0.18}$$

1.4 < u_G < 7.1	$a = 1.90$	$b = 0.615$
7.1 < u_G < 18.0	$a = 0.64$	$b = 1.20$

液々向流型充填層における分散相の半径方向の挙動に関する 2, 3 の実験的考察 (駒沢 勲・久谷真一・大竹伝雄, 化学工学, 30, 1103~1106 (1966)) 充填層の中心部にトレーサを含有する分散相を供給し, 出口部にて分散相を径方向に分割, 採取してその流出量からみかけの流速分布を, およびその濃度分布から径方向ベクトルを算出した。また分散相の個々の液滴濃度を測定し, 平均濃度からの変動を調べた。その結果, ベクトル数は 2~3 となりきわめて小さいこと, みかけの流速分布は均相流体におけるそれと類似の分布を示すこと, および個々の液滴の濃度変動は層高の増大とともに減少し, 層高の増大にもない, 平均濃度のみならず個々の液滴濃度自体も平均化されることを見出した。

多段移動層の伝熱特性 (東稔節治・樋口欽一・阿部英治・大竹伝雄, 化学工学, 30, 1107~1111 (1966)) 多段移動層熱交換器において, 複形羽根による撚拌粒子層の伝熱特性を求めるために実験的操作をおこなった。

各段内の粒子層温度を実測し, 壁面伝熱係数を式 (2) によって算出した。壁面伝熱係数を撚拌層の壁面での接触粒子層の更新を伴う非定常伝導現象を考慮して解析し, 理論的關係を式 (9) として表示した。

操作条件との実験的關係を式 (16) で整理した。

境界条件として輻射を考慮した伝導伝熱 (栗谷昌信・福原朋信・杉山幸男, 化学工学, 30, 1112~1118 (1966))

輻射透過性媒体中での内部輻射に関して, とくに境界面の影響を見るために, 液試料としてジエチルフラレート, 境界面試料としてアルミニウム, 鉄, 銅の黒度の異なる不透明体ならびにソーダガラス, 石英ガラスの透明度の異なる半透明体を用いて, 種々の実験条件下で対流のない一次元伝導伝熱実験を行ない, これと Chandrasekhar の解析に基づき, おのおの不透明体, 半透明体境界面に於て導入された基礎微積分方程式の近似解とを比較検討した。その結果, 次のような結論をえた。

i) 不透明体, 半透明体境界面でそれぞれ別個に検討することが必要である。

ii) 本研究において用いられた近似解法は, 媒体の吸収係数の比較的大きい場合には, 不透明体, 半透明体境界面については妥当である。

減圧下における充填層の有効熱伝導度 (若尾法昭・福田光治・大村朝平, 化学工学, 30, 1119~1124 (1966))

ガラス球, 鉛球-He, H₂, N₂, C₂H₆, C₃H₈ 系の充填層熱伝導実験を減圧下 (10⁻³~760 mmHg), 低温 (温度 -20~-60°C) で行ない, 有効熱伝導度を圧力の関数として求め, 矢木・国井の導出した流体静止時の充填層有効熱伝導度の式に基づき, ガスの熱伝導率としてどのような関係式を用いば減圧下でも本式が適用できるかについて考察した。本解析の結果は減圧下のみならず微粒子の充填層のように粒子間空隙部が小さな場合の各種ガスに対する有効熱伝導度の算出に応用できよう。

アセトンから Methyl isobutyl keton, Methyl isobutyl carbinol の製造 (三原嘉久・野沢玲吉・牧野信・工藤士郎・矢田精一・鶴米伸一, 化学工学, 30, 1124~1130 (1966)) 著者らは MIBK, MIBC の工業的製造設備を建設することを目的として, 各反応の基礎実験を行ない, 各操作ごとに化学工学的検討, 適切な製造設備の選定, 操作条件を明らかにし, 各操作に関するパイロットプラントを運転し, 合理的なプロセスを決定, 38 年 7 月, MIBK 7,200 T/Y, MIBC 800 T/Y の設備を建設運転し, 本プロセスに関する技術を確立したので報告する。

粒状物質内における液状水移動の起動力に関する考察 (大谷茂盛・鈴木 睦・前田四郎, 化学工学, 30, 1130~1136 (1966)) 湿った粒子層内における液状水移動の起動力としては, 水圧の勾配をとるべきであるが, ここでは空気圧の圧力が一定の場合は, 比較的概念のつかみやすいサクシオン・プレッシャ p の勾配を起動力にとりうることを示した。

その p と水圧, 含水率およびサクシオン・ポテンシャルとの間の関係を明らかにした。

高い含水率で形づくられた粒子層に温度勾配を与えると, 層内の空気は互いに分離して存在し, 空気圧は一定でないから, 起動力としては水圧勾配をとらねばならない。

この考えのもとに, 層内水分分布を求める式を誘導した。計算結果は実験値とかなりよい一致を示した。

気泡塔内の固体粒子の挙動 (吉沼利昌・山西卓郎, 化学工学, 30, 1136~1140 (1966)) 気泡塔内における粒子濃度分布を検討した。すなわち, 塔内における粒子の移動は, 流れ, 沈降およびガスの上昇運動に伴う乱れによる拡散によって支配されるものとし, Eq.(1) を得た。

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = D \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} + (u - u_f) \frac{\partial C}{\partial Z} \quad (1)$$

Eq.(1) を解いて, 塔高 Z と粒子濃度 C の間に Eq.(7) の関係が成立することを認めた。

$$C = C_0 e^{-mZ} \quad (7)$$

ただし

$$m = \frac{u - u_f}{D}$$

m と確率変数の間には Eq.(11) の関係が認められた。

$$mdp = 2.8 \left(\frac{u_f + u_f}{u_g} \right)^{-1.8} \left(\frac{d_p u_g \rho_L}{\mu_L} \right)^{-1.5} \left(\frac{d_p u_f \rho_L}{\mu_L} \right)^{1.8} \quad (11)$$

2 次元 V 形混合機内の粒子の循環流れについて (沢島 恭, 化学工学, 30, 1140~1146 (1966)) V 形混合機を 2 次元化した実験装置を用い, V 形混合機を特徴づけると思われる粒子の循環流れを見出すとともに, その流れにもなる混合体内部の濃度変化の周期性ならびに最高濃度に関する混合度の時間変化について検討を行ない, 実際の装置の混合機構を解析するに役立つと思われる 2, 3 の知見をえた。

高濃度のアルカリ溶液への炭酸ガス吸収速度の異常性について (小林俊夫・井上博愛・矢木 栄, 化学工学, 30, 1147~1148 (1966)) 撚拌槽型定接触面積の吸収槽で, 8~9 mol/l までの広い濃度範囲のアルカリ溶液による純炭酸ガスの吸収速度を実測したところ, 高濃度域において単位面積当たりの吸収速度の定常化と, 撚拌吸収より静止吸収の方が吸収速度が大ききことを認めた。検討の結果, 吸収反応が可逆反応であり, 接触液面近傍に反応生成物が蓄積し, その飽和溶解度以上に生成物が蓄積する効果がこの要因であると考えられる。

気泡撚拌加圧反応器の混合特性 (石井忠雄・武谷 愿, 化学工学, 30, 1149~1150 (1966)) 単一オリフィスによる気泡撚拌反応器の混合特性に対する圧力の影響を検討した。 $\rho_L = 1 \sim 6 \text{ kg/cm}^3$, $V_{GP} = 0 \sim 0.54 \text{ cm}^3/\text{sec}$, $V_L = 0.31 \sim 0.51$, $1.2 \sim 1.4 \text{ cm}^3/\text{sec}$, $\theta_T = 8.0 \sim 9.5$, $20.3 \sim 35.3 \text{ min}$ の範囲で拡散モデルにより E を算出した。 E は V_{GP} に大きく影響されるが ρ_L , V_L にはほとんど影響されない。データは簡単に $E \propto \exp(V_{GP})$ で整理された。