Министерство образования и науки Российской Федерации

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Комсомольский-на-Амуре государственный технический университет»

В. В. Петров, А. В. Моисеев

РАСЧЕТ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ РЕКТИФИКАЦИИ

Допущено учебно-методическим объединением по образованию
в области химической технологии и биотехнологии
в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений,
обучающихся по направлению «Химическая технология»

Комсомольск-на-Амуре
2012

УДК 665.6(07)
ББК 35.113.1я7
П305

Рецензенты:

Кафедра «Технология нефте- и углехимических производств»
ФГБОУ ВПО «Санкт-Петербургский государственный технологический институт (технический университет)»
зав. кафедрой д-р хим. наук, профессор В. М. Потехин;
А. А. Кулик, канд. техн. наук, начальник отдела организации разработки и проведения экспертизы ПСД
ООО «РН-Комсомольский НПЗ»

Петров, В. В.
П305 Расчет процессов и аппаратов ректификации : учеб. пособие / В. В. Петров, А. В. Моисеев. – Комсомольск-на-Амуре : ФГБОУ ВПО «КнАГТУ», 2012. – 156 с.
ISBN 978-5-7765-0962-9

В учебном пособии рассмотрены основные методы расчета и оценки фазового состояния многокомпонентных и непрерывных смесей, способы составления материальных и тепловых балансов процессов ректификации, определения флегмовых чисел, чисел теоретических тарелок, основных геометрических размеров ректификационных аппаратов.

Учебное пособие предназначено для студентов направления 240100 – Химическая технология и специальности 240403 – Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов всех форм обучения.

УДК 665.6(07)
ББК 35.113.1я7

ISBN 978-5-7765-0962-9

© Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Комсомольский-на-Амуре государственный технический университет», 2012

$$Q_F^П = Fe\left(C_{t_F}^Ж t_F + r_{t_F}\right) = \frac{14000}{3600} \cdot 0{,}33 \cdot \left(2559 \cdot 76{,}98 + 325360\right) = 676647 .$$

Общее тепло, вводимое сырьем (Вт):

$$Q_F = Q_F^Ж + Q_F^П ,$$

$$Q_F = 511000 + 676647 = 1187647 .$$

Теплота испарения дистиллята (кДж/кг):

$$r_{t_D} = 0{,}028 \cdot 332{,}94 + 0{,}95 \cdot 320{,}69 + 0{,}021 \cdot 345{,}73 = 321{,}57 .$$

Теплоемкость жидкого потока дистиллята (кДж/(кг·град)) при температуре $t_D = 51{,}49$ °С:

$$C_{t_D}^Ж = 0{,}028 \cdot 2{,}704 + 0{,}95 \cdot 2{,}405 + 0{,}021 \cdot 2{,}572 = 2{,}417 .$$

Применим схему с острым (испаряющимся) холодным орошением. Тогда по уравнению (2.36)

$$Q_{dx} = L\left(I_{t_N}^П - I_{t_D}^Ж\right) + D\left(I_{t_N}^П - I_{t_D}^Ж\right),$$

но т.к. $t_N \approx t_D$, то уравнение принимает вид:

$$Q_{dx} = \left(L + D\right)\left(I_{t_N}^П - I_{t_D}^Ж\right) = \left(DR + D\right)\left(I_{t_N}^П - I_{t_D}^Ж\right) = D\left(R + 1\right) r_{t_D} .$$

Тепло, отнимаемое в конденсаторе-холодильнике (Вт):

$$Q_{dx} = \frac{1976{,}5}{3600} \cdot \left(12{,}186 + 1\right) \cdot 321573 = 2327970 .$$

Тепло, выносимое потоком дистиллята (Вт):

$$Q_D = DC_{t_D}^Ж t_D = \frac{1976{,}5}{3600} \cdot 2417 \cdot 51{,}49 = 68320 .$$

Теплоемкость жидкого потока остатка (кДж/(кг·град)) при температуре $t_W = 80{,}26$ °С:

$$C_{t_W}^Ж = 0{,}023 \cdot 2{,}536 + 0{,}27 \cdot 2{,}76 + 0{,}0035 \cdot 2{,}059 + 0{,}703 \cdot 2{,}534 = 2{,}594 .$$

Тепло, выносимое жидким потоком остатка (Вт):

$$Q_W = WC_{t_W}^Ж t_W = \frac{12023{,}5}{3600} \cdot 2594 \cdot 80{,}26 = 695309 .$$

Тепло, которое необходимо подвести в нижнюю часть колонны (Вт) через подогреватель, определим по уравнению общего теплового баланса

$$Q_B = Q_{dx} + Q_D + Q_W - Q_F ,$$

$$Q_B = 2327970 + 68320 + 695309 - 1187647 = 1903950 .$$

Для учета потерь в окружающую среду увеличим теплоподвод в нижнюю часть колонны на 10 %

$$Q_B = 1{,}1 \cdot 1903950 = 2094340 .$$

Общий тепловой баланс колонны представлен в табл. 3.19.

Таблица 3.19

Тепловой баланс

Поток	Температура, °С	Количество теплоты, Вт
Приход		
Сырье		
жидкая фаза	76,98	511000
паровая фаза	76,98	676647
Кипятильник	-	2094340
ИТОГО:	-	3281990
Расход		
С дистиллятом	51,49	68320
С остатком	80,26	695309
В конденсаторе-холодильнике	-	2327970
Потери	-	190391
ИТОГО:	-	3281990

Материальные потоки в колонне

Массовый расход жидкости в концентрационной части колонны (кг/ч):

$$L_B = R \cdot D = 12{,}186 \cdot 1976{,}5 = 24085{,}1.$$

Объемный расход жидкости в верхней части определяется по формуле

$$U = \frac{L}{\rho_t},$$

где ρ_t - абсолютная плотность жидкости при средней температуре в сечении, кг/м^3.

Абсолютную плотность жидкости рассчитаем для состава дистиллята и плотностей компонентов при средней температуре верха.

По справочнику [11] найдем температурные зависимости удельной теплоемкости и теплоты испарения для каждого компонента (табл. 3.20 – 3.24).

Таблица 3.20

Зависимость плотности бутана от температуры

t, °С	10	20	30	40	50
ρ, кг/м^3	590	579	567	555	543

Таблица 3.21

Зависимость плотности изо-пентана от температуры

t, °C	50	60	70	80	90
ρ, кг/м^3	588	577	566	554	541

Таблица 3.22

Зависимость плотности н-пентана от температуры

t, °C	50	60	70	80	90
ρ, кг/м^3	596	585	574	562	550

Таблица 3.23

Зависимость плотности циклопентана от температуры

t, °C	10	20	30	40
ρ, кг/м^3	755	745	736	726

Таблица 3.24

Зависимость плотности гексана от температуры

t, °C	50	60	70	80	90
ρ, кг/м^3	631	622	612	602	592

Средняя температура верха колонны (°C):

$$\frac{t_D + t_F}{2} = \frac{51{,}49 + 76{,}98}{2} = 64{,}23 .$$

Плотность жидкости в верхней части (кг/м^3):

$$\rho_B = \frac{1}{\frac{0{,}028}{525{,}93} + \frac{0{,}95}{572{,}35} + \frac{0{,}021}{580{,}35}} = 571{,}1 .$$

Объемный расход жидкости в концентрационной части (м^3/ч):

$$U_B = \frac{24085{,}1}{571{,}1} = 42{,}17 .$$

Массовый расход пара в концентрационной части колонны (кг/ч):

$$G_B = L_B + D ,$$

$$G_B = 24085{,}1 + 1976{,}5 = 26061{,}6 .$$

Объемный расход пара в концентрационной части (м^3/ч):

$$V_B = \frac{22{,}4 G_B T_{ср.B} P^0}{M_{ср.B} T^0 P_B} = \frac{22{,}4 G_B \cdot \left(\frac{t_F + t_D}{2} + 273 \right) \cdot P^0}{\left(\frac{M_V + M_F}{2} \right) \cdot T^0 P_D},$$

$$V_B = \frac{22{,}4 \cdot 26061{,}6 \cdot (64{,}23 + 273) \cdot 1}{\left(\frac{80{,}6 + 84{,}701}{2} \right) \cdot 273 \cdot 2{,}17} = 4019{,}8.$$

Массовый расход жидкости в отгонной части колонны (кг/ч):

$$L_H = L_B + (1 - e)F,$$

$$L_H = 24085{,}1 + (1 - 0{,}33) \cdot 14000 = 33421{,}9.$$

Плотность жидкости в нижней части (кг/м^3):

$$\rho_H = \frac{1}{\frac{0{,}023}{555{,}65} + \frac{0{,}27}{563{,}65} + \frac{3{,}49 \cdot 10^{-3}}{687{,}38} + \frac{0{,}703}{603{,}38}} = 591{,}2.$$

Объемный расход жидкости в отгонной части (м^3/ч):

$$U_H = \frac{33421{,}9}{591{,}2} = 56{,}53.$$

Массовый расход пара в отгонной части колонны (кг/ч):

$$G_H = L_H - W,$$

$$G_H = 33421{,}9 - 12023{,}5 = 21398{,}4.$$

Объемный расход пара в отгонной части (м^3/ч):

$$V_H = \frac{22{,}4 G_H T_{ср.H} P^0}{M_{ср.H} T^0 P_H} = \frac{22{,}4 G_H \cdot \left(\frac{t_F + t_W}{2} + 273 \right) \cdot P^0}{\left(\frac{M_L + M_W}{2} \right) \cdot T^0 P_H},$$

$$V_H = \frac{22{,}4 \cdot 21398{,}4 \cdot \left(\frac{76{,}98 + 80{,}26}{2} + 273 \right) \cdot 1}{\left(\frac{86{,}91 + 87{,}35}{2} \right) \cdot 273 \cdot 2{,}27} = 3120{,}9.$$

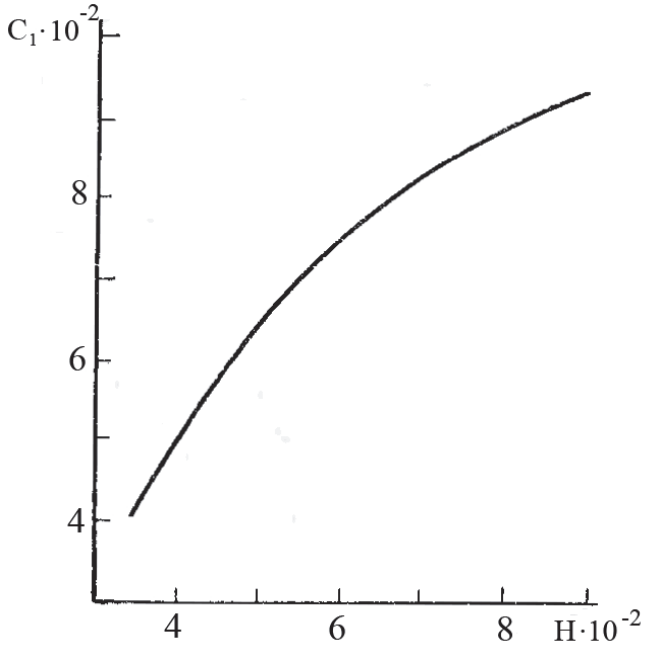
Гидравлический расчет

Примем расстояние между клапанными тарелками $H = 500$ мм, высоту сливной перегородки $h_C = 45$ мм, ориентировочную величину динамического подпора жидкости над сливной перегородкой $\Delta h_g = 50$ мм.

Плотность паров в верхней части (кг/м^3) рассчитаем по уравнению

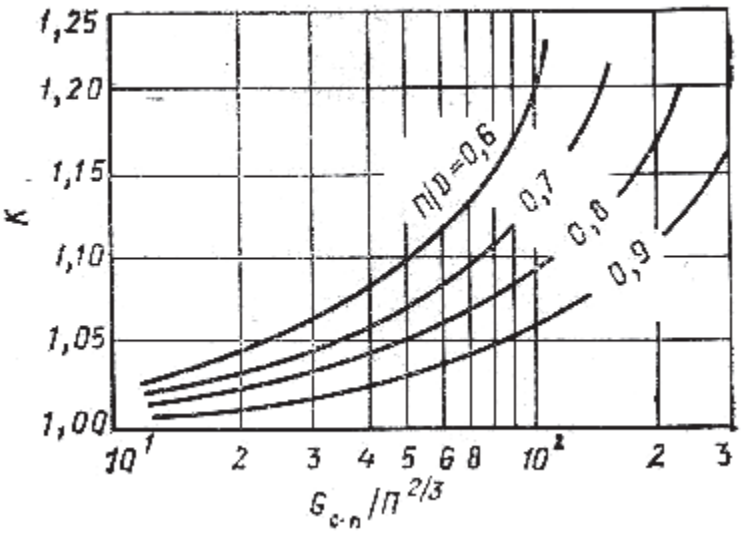
ПРИЛОЖЕНИЕ 6

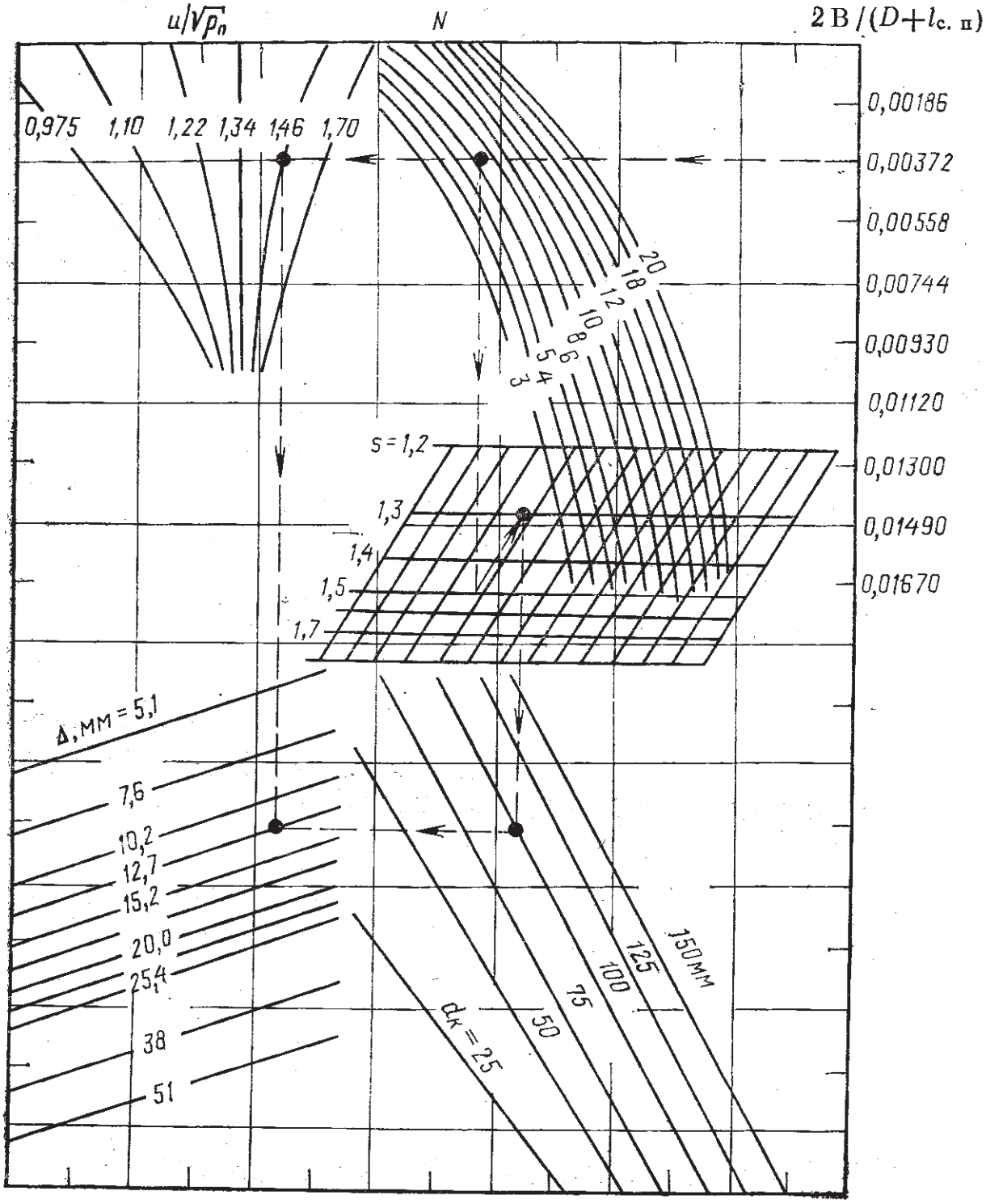
ЗАВИСИМОСТЬ КОЭФФИЦИЕНТА c_1 ОТ РАССТОЯНИЯ МЕЖДУ ТАРЕЛКАМИ



ПРИЛОЖЕНИЕ 7

ГРАФИК ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ВЫСОТЫ ПОДПОРА ЖИДКОСТИ НАД СЛИВОМ



ПРИЛОЖЕНИЕ 8

НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ГРАДИЕНТА УРОВНЯ ЖИДКОСТИ Δ НА ТАРЕЛКЕ С КРУГЛЫМИ КОЛПАЧКАМИ